

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

TRANSPORTE DE PARTÍCULAS EM LEITOS FLUIDIZADOS

Autor: Elías Basile Tambourgi

Orientador: João A.F.R. Pereira

Tese submetida à Comissão de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia de Campinas - UNICAMP como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA.

Campinas - SP - BRASIL

Outubro 1982

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

À meus pais pelo incentivo,
e a minha esposa Tíminha pelo
amor e compreensão

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira pela sua dedicada orientação e auxílio no desenvolvimento deste trabalho.

A secretária Margarida Seixas Maia pelo excelente trabalho de datilografia.

Ao desenhista Wilton Furquim, pelo esmero na realização das figuras que compõe este trabalho.

Aos Professores, Funcionários e Alunos do DEQ-FEC pelo incentivo.

A FAPESP - Fundação de Amparo a Pesquisa no Estado de São Paulo que com sua ajuda financeira permitiu que este trabalho fosse realizado.

ÍNDICE GERAL

	PÁGINA
CAPÍTULO 1 - Introdução	01
CAPÍTULO 2 - Revisão da Literatura	05
CAPÍTULO 3 - Programa Experimental	15
3.1 - Equipamentos Utilizados	16
3.2 - Sistema Utilizado	20
3.3 - Análise Granulométrica	21
3.4 - Velocidade de Mínima Fluidização	22
3.5 - Altura do Leito e Porosidade de Mínima Fluidização	22
3.6 - Procedimento Experimental	25
CAPÍTULO 4 - Resultados Experimentais e Análise	27
Introdução	28
4.1 - Massa Total de Partículas Transportadas	29
4.2 - Elutriação e Arraste	36
4.2.1-A Elutriação e o Arraste de Partículas	37
4.2.2-Characterização do Tipo de Transporte	37
4.2.3-Diâmetro de Partícula de Transição entre Elutriação e Arraste	46
4.2.4-Altura de Separação Infinita	52
4.2.5-Otimização da Altura de Separação	54
4.2.6-Conclusões	59

RESUMO

O trabalho descrito na presente tese tem como primeiro objetivo correlacionar o transporte de partículas em leitos fluidizados quando são utilizados elevadas velocidades de gás. Estuda-se o efeito da velocidade do gás e do espaço de separação ("FREEBOARD") na taxa de partículas transportadas. Os resultados obtidos nos permitem distinguir elutriação do transporte por ejeção de partículas na região de separação. Estes resultados mostram que, a baixas velocidades de fluidização, as partículas transportadas seguem uma lei de distribuição do tipo gama. A altas velocidades de fluidização, as partículas transportadas seguem a mesma distribuição do leito de partículas, aproximadamente uma distribuição do tipo normal truncada.

Propomos uma correlação para predizer a taxa de partículas transportadas em função da velocidade do gás e do espaço de separação. Verificamos que a taxa de partículas transportadas aumenta com o aumento de $(U_0 - U_{mf})^2$ e diminui com a altura de separação.

Para podermos predizer a taxa de partículas transportadas analisamos um modelo de ejeção de partículas na região de separação. Este modelo é baseado na teoria do escoamento potencial. Encontramos que é necessário a realização de cálculos utilizando-se a explosão simultânea de duas bolhas na superfície do leito ao invés de uma única bolha. Com isto obter alturas de ejeção que possam explicar os resultados obtidos.

ABSTRACT

The work described in the present thesis first attempts to correlate the transport of particles in fluidized beds when high gas velocities are used. The effect of gas velocities and Freeboard height upon rate of particle transport is studied. The results permit to distinguish between elutriation and transport due to ejection of particles in the Freeboard region. It was found that the transported particles follows the gamma distribution at low gas velocities, and at high gas velocities it follows the same distributions as the bed particles, approximately the truncated Gauss distribution.

A correlation to predict the rate of transported particles is proposed. It is shown the effect of Freeboard height and gas velocity. The rate of transport increases with $(U_0 - U_{mf})^2$ and decrease with Freeboard height.

In order to predict rate of transport, a model for particle ejection in the Freeboard is analysed. This model is based on the potential flow theory. Contrary to other authors we found that is necessary to base the calculations on the simultaneous bursting of two bubbles, rather than a single one, to obtain heights of ejection to explain the results.

CAPÍTULO - 1

INTRODUÇÃO

1 - INTRODUÇÃO

A operação industrial de leitos fluidizados, quer para a combustão de partículas sólidas quer para a realização de reações catalíticas, acarreta muitas vezes perdas de eficiência e transporte indesejável de partículas. Portanto há muitas vezes a necessidade de instalar equipamentos adicionais ao leito fluidizado, aparelhos estes de difícil dimensionamento e operação e principalmente de elevados custos, como por exemplo ciclones ou filtros coletores.

Estas perdas de eficiência e de massa ocorrem devido ao transporte de partículas. Este transporte pode ocorrer tanto por elutriação, onde é somente preciso que as partículas tenham velocidade terminal de queda inferior à velocidade superficial do gás, bem como por ejeção que deverá ocorrer devido a projeção de partículas na região de separação, devido ao afloramento e explosão de bolhas na superfície do leito. O transporte devido à ejeção será importante se as partículas atingirem a região de saída da coluna.

Estes dois tipos de transporte por elutriação e por ejeção ocorrem simultaneamente em leitos fluidizados.

O conhecimento da quantidade de material transportado em função do espaço de separação e velocidade de fluidização poderá nos permitir minimizar estas perdas de partículas e conseqüentemente de eficiência e até evitar a instalação, ou então fornecer dados que permitam o melhor dimensionamento de equipamentos coletores de partículas. Por exemplo (10) na operação de um combustor de leito fluidizado as parti

culas de carvão que são carregadas para o espaço de separação e transportadas representam a principal causa da perda de eficiência. É necessário portanto se reciclar estas partículas de volta ao leito fluidizado ou instalar uma célula de queima adicional para aumentar a eficiência da combustão. Na operação destes combustores tanto o carvão como o inerte que são transportados afetam diretamente, a absorção de SO_2 , redução de NO_x , emissão de CO e hidrocarbonetos, etc., mas também outros fenômenos físicos como transferência de calor na coluna e atrito de partículas.

A coleta de dados de transporte de partículas, até o presente momento, se restringiu em analisar a elutriação de partículas previamente classificadas como "finas", em função do espaço de separação. Estes dados foram obtidos para misturas binárias de sólidos, onde um dos componentes é necessariamente um "fino". Verifica-se assim não existirem na literatura dados relativos ao transporte de partículas devido a ejeção no espaço de separação.

Na tentativa de melhor interpretar os fenômenos relacionados com o transporte de partículas em leitos fluidizados fixamos em nosso trabalho os seguintes objetivos:

- a) Caracterizar os fenômenos elutriação e ejeção de partículas em função das análises granulométricas do leito e do material recolhido no topo do leito.
- b) Analisar as características das partículas trans

portadas, como análise granulométrica em função das condições operacionais.

- c) Estudar o efeito do aumento do nº de bolhas, no leito sobre o transporte de partículas. Estudar a projeção de partículas no espaço de separação.

CAPÍTULO - 2
REVISÃO DA LITERATURA

2 - REVISÃO DA LITERATURA

Para podermos analisar as características do escoamento gás-sólido em um leito fluidizado, este pode ser dividido em três zonas distintas como mostrado na figura 1 abaixo.

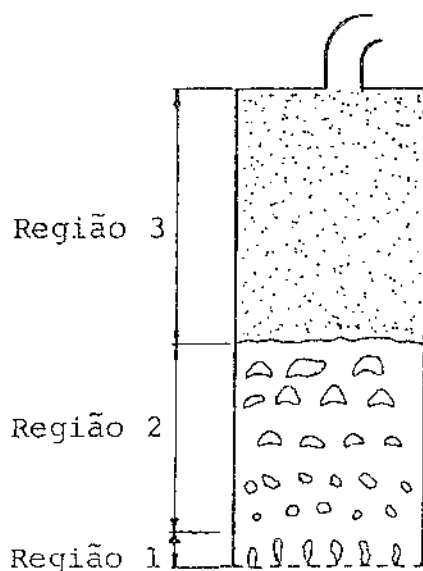


FIGURA - 1

A região 1, próxima à base do leito, é chamada de zona do distribuidor e é representada por jatos de gases ou bolhas de pequenas dimensões. O tipo e o desenho do distribuidor determina a forma inicial do escoamento.

Acima da zona do distribuidor está a região 2 que é chamada de zona de borbulhamento onde as bolhas crescem de

vido a coalescência e se dirigem à superfície do leito onde explodem.

Quando as bolhas explodem, partículas são atiradas acima da superfície do leito. A região 3 acima da zona de borbulhamento é chamada de zona do espaço de separação.

Na utilização de leitos fluidizados em sistemas gás-sólido um dos aspectos importantes que devemos conhecer é o da formação de bolhas. A extensão e o vigor deste borbulhamento aumenta com o acréscimo da velocidade superficial do gás e em alguns casos pode ser muito violento. Com o aumento da velocidade de fluidização mais partículas deverão ser transportadas, até que ao atingirmos a velocidade terminal da queda das partículas de maiores dimensões que compõe o leito, teremos o transporte total das partículas do leito. A formação de bolhas em leitos fluidizados se torna importante pois é responsável por muito dos aspectos que nos tornam possível diferenciar um leito fixo de um fluidizado. Estas bolhas causam principalmente um maior movimento de sólidos, e isto resulta em uma rápida e extensiva mistura de partículas bem como produz elevados coeficientes de transferência de calor. Portanto o conhecimento do fenômeno do borbulhamento e seus efeitos produzidos são de muita importância para a plena caracterização dos fenômenos relacionados com a operação de leitos fluidizados.

A velocidade de ascensão de bolhas em leitos fluidizados aumenta com o aumento do tamanho da bolha. Ainda existe muito pouca informação a respeito do tamanho das bolhas

que estarão presentes no leito a uma dada velocidade de fluidização. Davidson e Harrison (1) desenvolveram uma relação simples para se calcular a velocidade de ascensão das bolhas, esta expressão, que é baseada na analogia do borbulhamento em líquidos, tem a seguinte forma :

$$U_B = (U_0 - U_{mf}) + U_{B\infty} \quad (1)$$

onde:

$$U_{B\infty} = k'' \sqrt{g R_B} \quad (2)$$

e

$$k'' = 1.34 \epsilon_{mf} + 0.31 \quad (3)$$

Isto implica que a velocidade de ascensão da bolha aumenta com o aumento de velocidade de fluidização (U_0).

Em leitos fluidizados de pequenos diâmetros, pode ocorrer um escoamento do tipo "slug" como mostrado na figura 2 abaixo. Este tipo de situação não será objeto deste estudo.

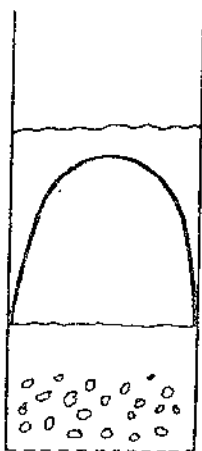


FIGURA - 2

Se torna claro que o transporte de partículas em leito fluidizados é afetado pela formação de bolhas, e pela velocidade de fluidização. Um outro aspecto importante que afeta o transporte de partículas é a altura de separação (H_{sep}) assim definida :

$$H_{sep} = H_{col} - H_{mf} \quad (4)$$

onde: H_{col} é a altura da coluna e H_{mf} é a altura do leito no ponto de mínima fluidização.

O estudo do efeito da altura de separação sobre a taxa de transporte de partículas ainda não foi realizado e este tipo de transporte, como já vimos, poderá ser tanto por elutriação ou por ejeção.

Certamente que teremos mais partículas transportadas quando estivermos trabalhando com baixos espaços de separação. Para elevadas alturas de separação a quantidade de partículas transportadas, certamente será menor.

Uma das primeiras formas de se melhor interpretar o fenômeno da elutriação de partículas foi introduzida na literatura na década de 1950 nos trabalhos pioneiros de Leva (2) e Osberg e Charlesworth (3) onde se estudou a elutriação de partículas finas em misturas binárias de sólidos. Verificaram estes autores que a taxa de elutriação de partículas finas era governada por uma equação de 1ª ordem do tipo :

$$\frac{dC}{dt} = -k \frac{A_t}{W} C \quad (5)$$

onde C é a concentração de finas no leito em um certo tempo qualquer t , k é uma constante específica de elutriação, A_t é

a área da secção transversal da coluna e W é o peso de sólidos no leito. Assim, verificaram que quando se aumentava a taxa de elutriação havia uma gradativa redução de população de finos no leito. Ainda nesta mesma década Osberg e Charlesworth (3) relacionaram a constante k com variáveis medidas experimentalmente tais como : diâmetro e altura de coluna , assim obtendo :

$$k \propto \frac{(U_o - U_t)^{1.7} D_{col}^{0.7}}{D_p^2 H_{mf}^{1.4}} \quad (6)$$

Esta equação somente é válida para uma concentração de partículas finas da ordem de 1% do peso total do leito.

Por volta de 1960, Wen e Hashinger (4) e Guha, Kumar e Gupta (5) também se utilizando de misturas binárias de sólidos, estudaram o efeito de algumas variáveis características de leitos fluidizados, que afetam a taxa de elutriação de partículas finas e classificaram estas variáveis em três grupamentos distintos : variáveis do gás (velocidade , densidade, viscosidade); variáveis do leito (tamanho das partículas finas, densidade dos sólidos que compõe o leito, concentração das partículas não consideradas finas) e variáveis típicas da coluna (diâmetro, e espaço de separação). Com o estudo do efeito de cada uma destas variáveis na taxa de elutriação e aplicando uma análise dimensional chegaram a seguinte expressão :

$$\frac{k}{\rho g (U_0 - U_t)} = 1.52 \times 10^{-5} \left(\frac{U_0 - U_t}{g D_p} \right)^{0.5} \left(\frac{D_p U_t \rho_s}{\mu} \right)^{0.725} \left(\frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1.15} \quad (7)$$

que apresenta os seguintes limites de operação :

$$40 \mu\text{m} < D_p < 150 \mu\text{m}$$

$$1.6 \times 10^{-4} \text{ g/cm}^3 < \rho_g < 1.2 \times 10^{-3} \text{ g/cm}^3$$

$$1.3 \text{ g/cm}^3 < \rho_s < 5 \text{ g/cm}^3$$

$$22.1 \text{ cm/s} < U_0 < 132 \text{ cm/s}$$

e concentração de finas abaixo de 25% do peso total do leito. Para concentrações maiores que 25% propuseram um fator de correção para estimar aproximadamente o novo valor de k, assim obtendo:

$$k > 25\% = k < 25\% \left(\frac{Co}{25} \right)^{-0.48} \quad (8)$$

Estes autores foram os primeiros a mencionar o efeito do espaço de separação na elutriação de partículas finas. Utilizando-se de uma coluna de 10 cm de diâmetro e 183 cm de altura estudaram a elutriação em três espaços de separação , 30.5 cm, 60 cm e 91 cm respectivamente. Afirmaram que para a altura de 30.5 cm tinha-se um considerável aumento na quantidade de partículas finas elutriadas comparando-se com os resultados obtidos para 60 cm e 91 cm. E analisando-se a figura 3 , quantidade de partículas elutriadas em função do tempo, concluíram que existia uma altura crítica a partir da qual a quantidade de partículas elutriadas se tornaria constante. Para o seu sistema utilizado, esta altura crítica seria a de 60 cm.

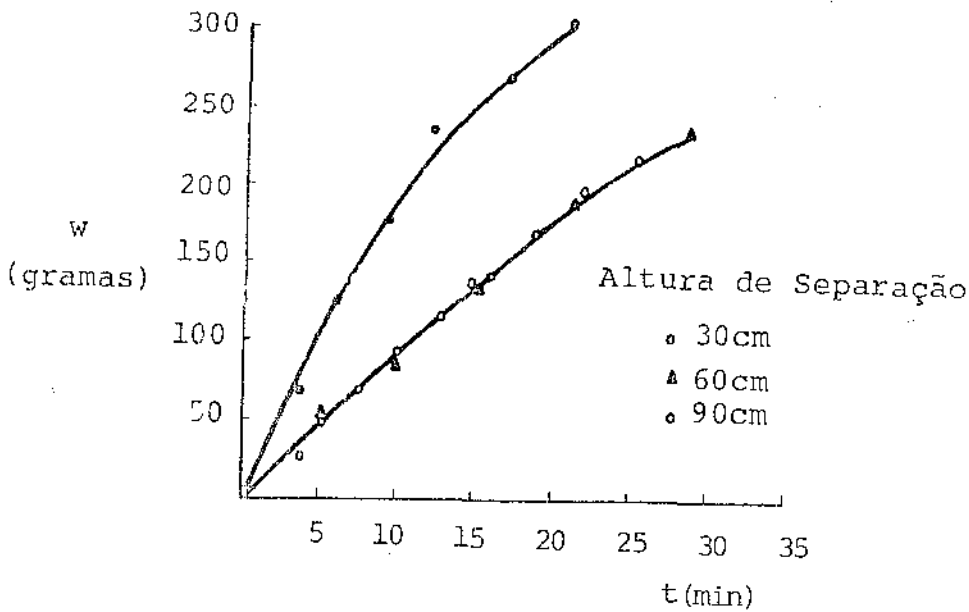


FIGURA - 3

Tanaka e Shinohana (6) em seus trabalhos chegaram a uma correlação do tipo :

$$\frac{k}{\rho_g (U_0 - U_t)} = f \left[\frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g}, \frac{(U_0 - U_t)^2}{g D_p}, D_p \frac{(U_0 - U_t) \rho_g}{\mu}, \frac{D_{col}}{D_p} \right] \quad (9)$$

tendo os seguintes limites de operação :

$$60 \mu\text{m} < D_p < 200 \mu\text{m}$$

$$1.54 \text{g/cm}^3 < \rho_s < 2.67 \text{g/cm}^3$$

e também válidas para misturas binárias de sólidos.

A altura de separação, entre a superfície do leito incipientemente fluidizado e a saída da coluna, (também chamada de freeboard), como vimos, não foi considerada em nenhuma

das correlações acima citadas. Ela é também comentada por Davidson e Harrison (1) e Kunii e Levenspiel (7) em seus livros que indicam claramente que este assunto merece um estudo mais detalhado.

Mais recentemente Zenz e Weil (8) propuseram uma maneira de se estimar a quantidade de material elutriado para espaços de separação muito elevadas (INFINITE FREEBOARD) baseada-se no gráfico de $\frac{ME}{At \rho_g U_o}$ versus $\frac{U_o^2}{g D_p \rho_s^2}$ que se encontra na Figura 4.

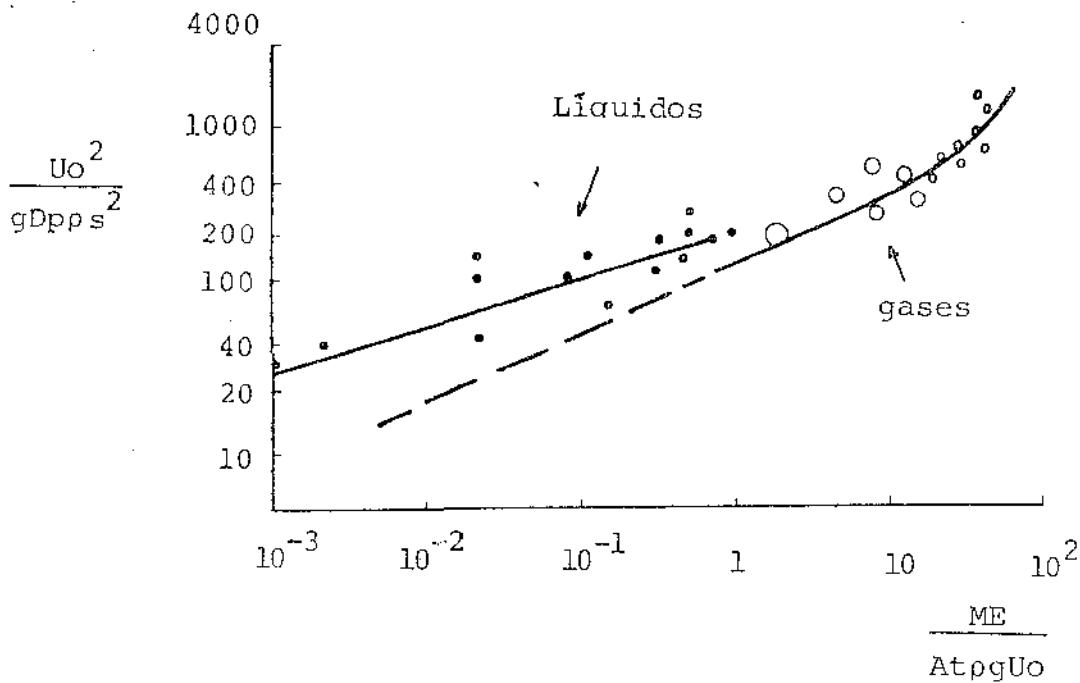


FIGURA - 4

Esta correlação proposta por Zenz e Weil (8) é somente válida para partículas sólidas de tamanho uniforme e só se aplica para espaços de separação muito elevadas.

Chen e Saxena (9) em 1978 estimaram a quantidade

de material elutriado em função da quantidade de material projetado no espaço de separação quando ocorre a explosão de uma bolha na superfície do leito utilizando-se da seguinte expressão:

$$M_t = M_o \exp (- \theta H_{sep}) \quad (10)$$

A quantidade de sólidos projetados (M_o) foi calcula da partindo-se da hipótese que o movimento relativo entre a superfície do leito e as bolhas é descrito pela teoria do escoamento potencial, e que os sólidos projetados no espaço de separação estão contidos no "inchaço" formado quando as bolhas de gás se aproximam da superfície do leito. O estudo rea lizado por Chen e Saxena (9) não prevê, no entanto a quanti dade elutriada quando mais de uma bolha explode na superfície do leito, e sabemos que este fato acontece frequentemente em casos reais, principalmente se trabalharmos com elevadas velo cidades de fluidização. A estas velocidades as bolhas ao explodirem irão arremessar violentamente as partículas no espa ço de separação e se estas partículas atingirem a região de saída do leito certamente que serão transportadas.

Wen e Chen (10) em 1982 afirmam que o transporte de partículas devido à sua ejeção na região de separação ainda é um assunto que merece estudos mais detalhados principalmen te no que diz respeito à ejeção destas partículas.

CAPÍTULO - 3
PROGRAMA EXPERIMENTAL

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

3.1 - EQUIPAMENTOS UTILIZADOS

A montagem utilizada para a realização experimental consiste de uma coluna de vidro de 80 cm de altura e 18 cm de diâmetro. O distribuidor na base da coluna é constituído por um prato perfurado de latão com orifícios de 0.2cm de diâmetro em uma distribuição triangular, tendo no total 435 orifícios. As figuras 5 e 6 mostram fotografias do prato utilizado.

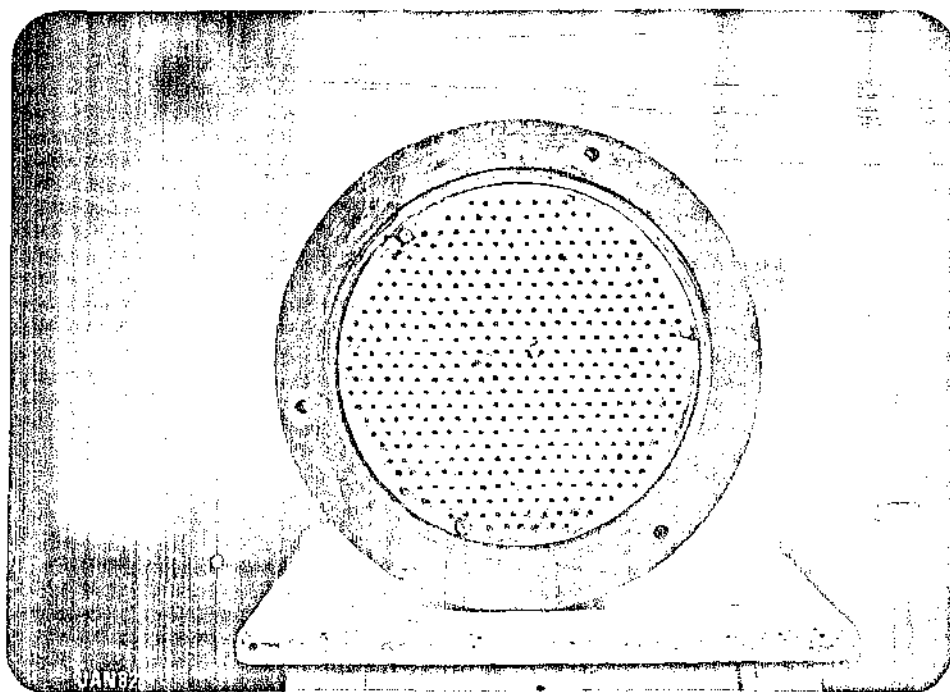


FIGURA - 5

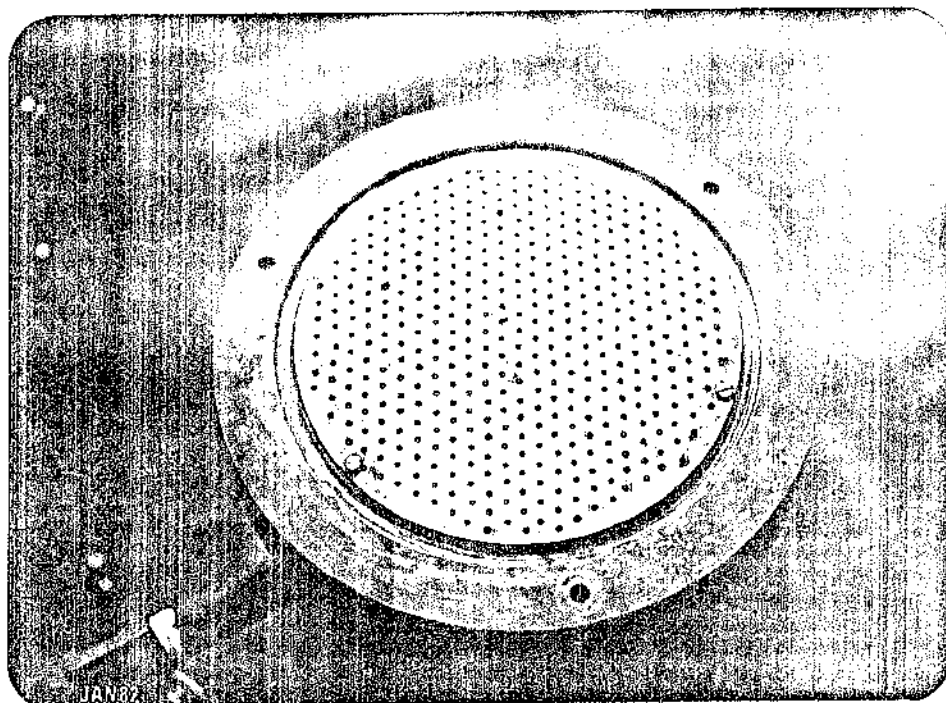


FIGURA - 6

Afim de se evitar a passagem de partículas através dos orifícios foi soldada ao prato perfurado uma tela de la tão de 80 malhas Tyler. O leito de partículas foi fluidizado com ar utilizando-se para isso um compressor de 4 CV. Foram utilizados rotômetros marca "Allynnox" previamente calibrados para as medidas de vazão.

Na base da coluna foi colocada uma tomada de pres são para a medida da perda de carga. Afim de se coletarem as partículas transportadas foi colocado no topo da coluna uma tampa com uma saída tubular no seu centro. O diâmetro do tubo de saída é de 5 cm. Após uma curva para evitar o retorno das

partículas do leito foi colocada na tubulação de saída um coletor de papel de filtro, em forma de saco, para o recolhimento das partículas transportadas. As figuras 7 e 8 ilustram com detalhes a montagem experimental utilizada para a coleta dos dados.

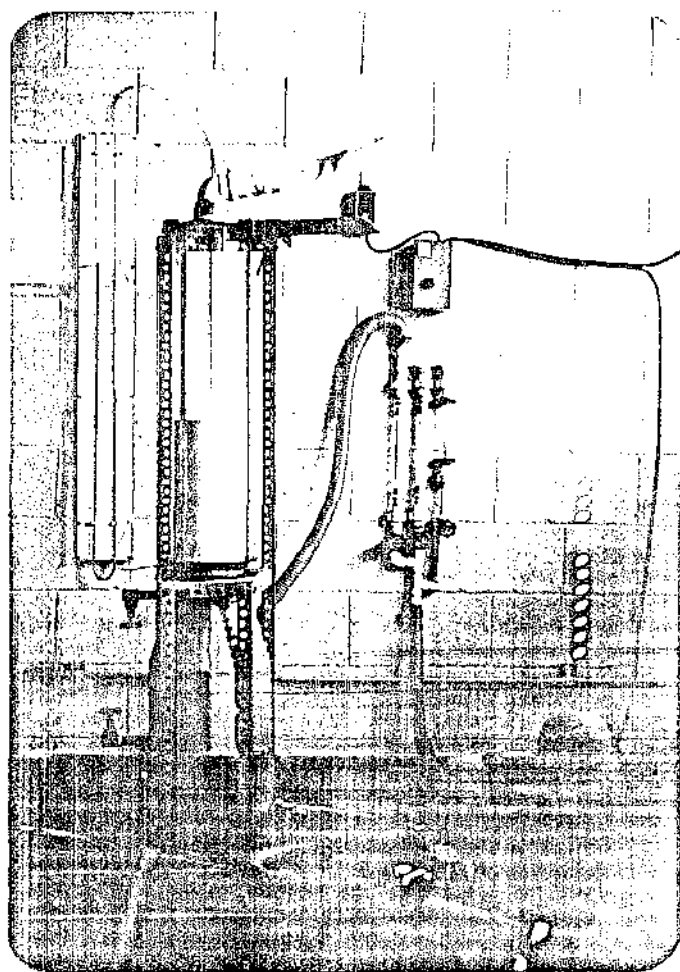
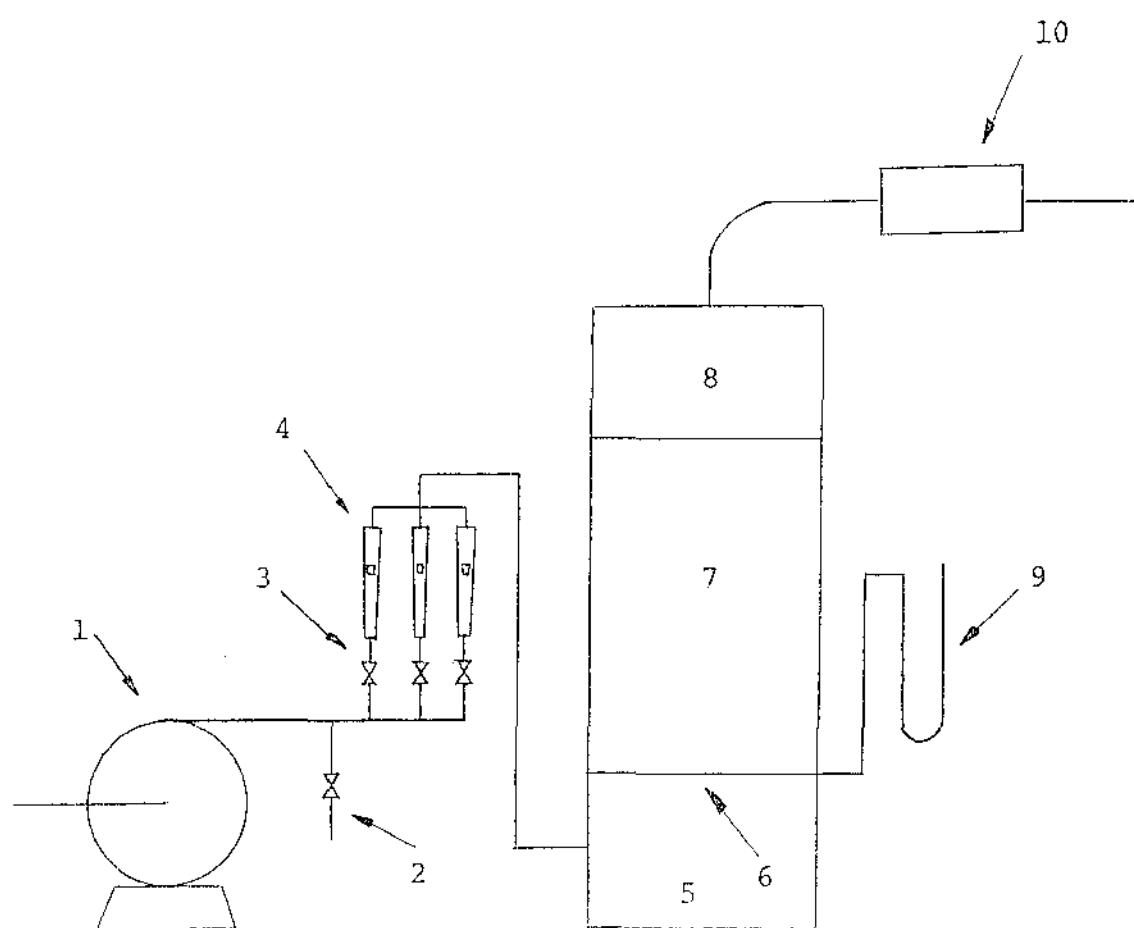


FIGURA - 7



- 1 - Soprador
- 2 - Válvula de alívio
- 3 - Válvulas
- 4 - Rotâmetros
- 5 - Recipiente de uniformização de vazão
- 6 - Distribuidor
- 7 - Leito fluidizado
- 8 - Freeboard
- 9 - Manometro de água
- 10 - Coletor de partículas transportadas

FIGURA - 8

3.2 - SISTEMA UTILIZADO

O sistema é constituído por partículas de quartzo. Estas partículas foram peneiradas e a fração com diâmetro na faixa de 75 a 150 μm foi utilizado para formar o leito. A quantidade de partículas no leito variou de 6800 a 21100 g para diversos experimentos. A densidade das partículas foi determinada experimentalmente e foi de 2.61 g/cm^3 . Na tabela 1 são apresentadas as quantidades de partículas no leito para cada altura de se

pgs 2 até 20

TABELA 1

m)	M (g)
	21100
	19250
	17150
	14270
	11580
	8100
	6800

3.3 - ANÁLISE GRANULOMÉTRICA

Durante todos os experimentos procurou-se manter a composição média do leito constante. Esta composição foi obtida fazendo-se a análise granulométrica em duas posições no leito, uma no topo e outra no meio. Antes da retirada das amostras para análise, fluidizou-se o leito à uma alta velocidade de fluidização para evitarmos a segregação de partículas, utilizando uma velocidade quatro vezes a velocidade de mínima fluidização. Durante todos os experimentos procurou-se manter constante a composição das partículas do leito.

A tabela 2 colocada a seguir mostra a composição média das partículas encontrada no leito fluidizado utilizado, com os desvios obtidos para diversos testes.

TABELA 2

DIÂMETRO DE ABERTURA DAS PENEIRAS (mm)	% PESO
0.297	0.02 \pm 0.02
0.250	11.1 \pm 0.5
0.210	11.7 \pm 0.3
0.177	13.6 \pm 0.4
0.149	33.7 \pm 0.7
0.125	5.3 \pm 0.6
0.074	21.2 \pm 0.7
0.053	1.8 \pm 0.7
0.037	1.7 \pm 0.3

Para cada altura de separação e diversas velocidades de fluidização foram realizadas análises granulométricas médias do material recolhido no topo do leito.

3.4 - VELOCIDADE DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO

A velocidade de mínima fluidização foi obtida pela técnica de queda de pressão a vazão decrescente de gás. Sendo determinada pela intersecção das assíntotas obtidas das duas sessões da curva de queda de pressão versus velocidade superficial do gás, como mostrado na figura 9.

Da Figura 9 verificou-se que a velocidade superficial do gás no ponto de mínima fluidização é de 4.1 cm/s. (66 litros de ar/min).

3.5 - ALTURA DO LEITO E POROSIDADE DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO

A altura do leito de mínima fluidização foi determinada construindo-se o gráfico de altura do leito versus velocidade superficial do gás para cada espaço de separação.

A Figura 10 mostra um resultado típico de altura do leito versus velocidade superficial do gás para $H_{sep} = 18.7$ cm.

A porosidade do leito no ponto de mínima fluidização foi calculada a partir da massa das partículas do leito, sua densidade e altura do leito no ponto de mínima fluidização. O valor encontrado foi de 0.53.

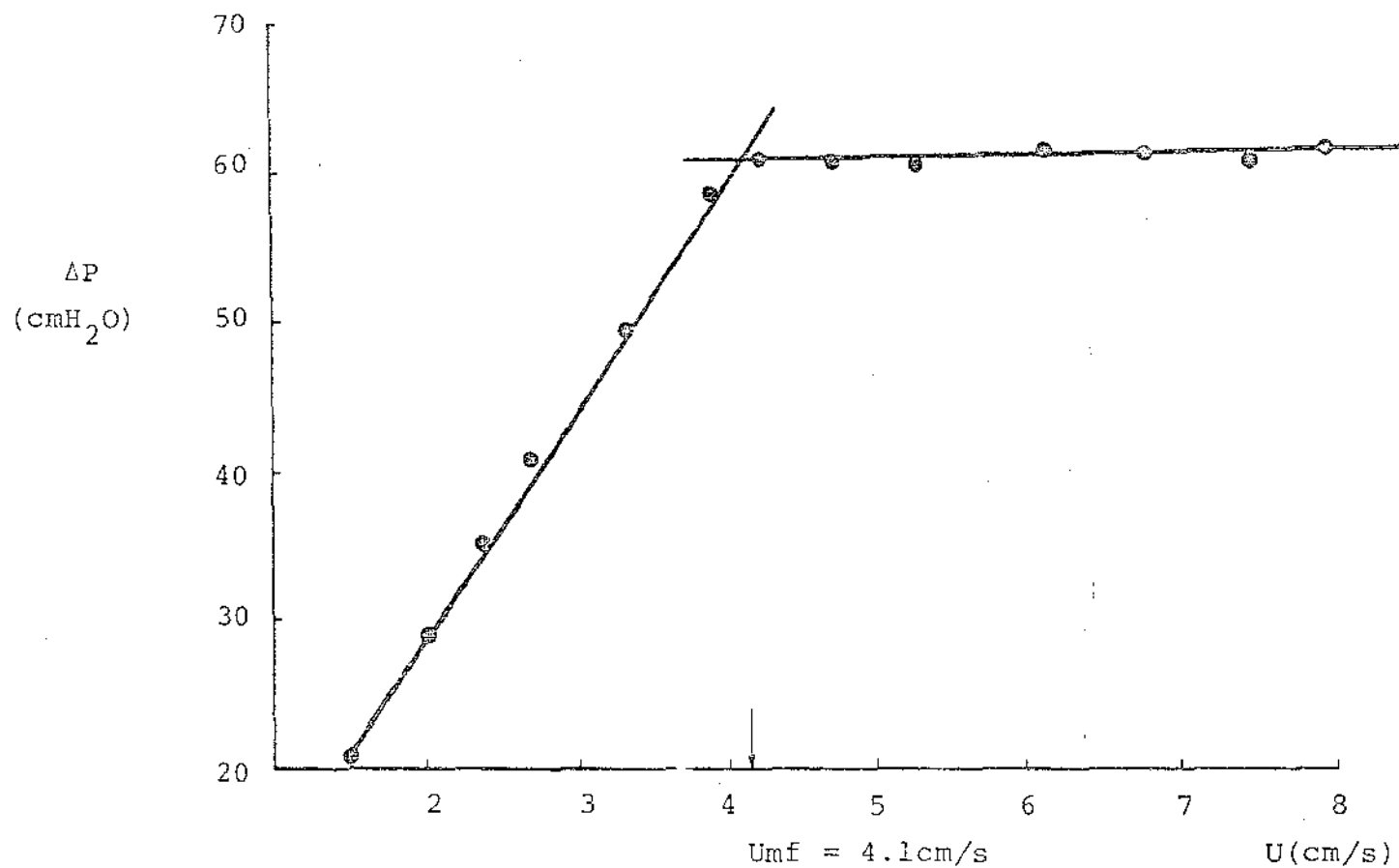


FIGURA - 9 - DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO (U_{mf})

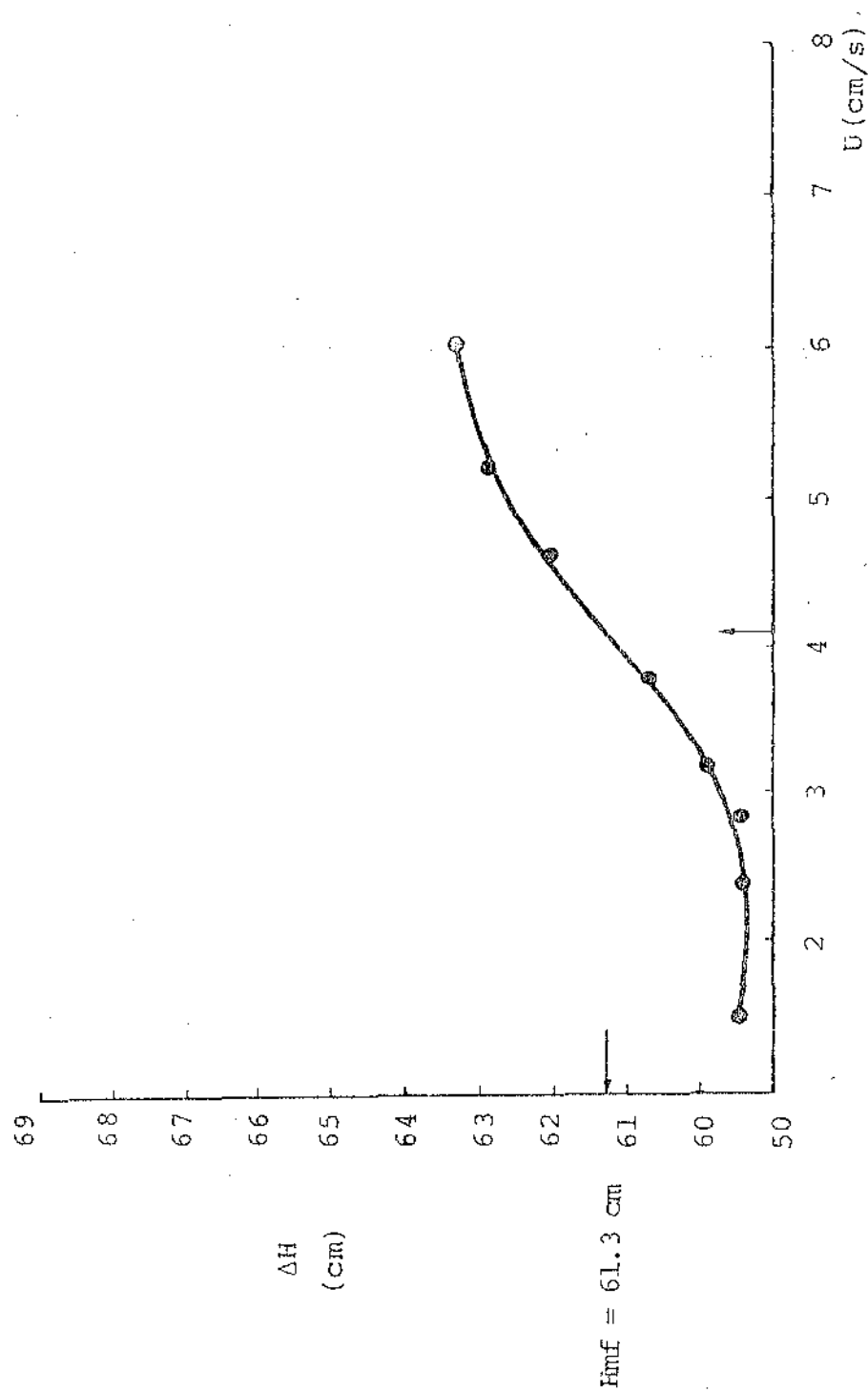


FIGURA 10 - DETERMINAÇÃO DA ALTURA DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO (H_{mf})

$H_{sep} = 18.7 \text{ cm}$

A tabela 3 mostra os valores obtidos da altura da mínima fluidização para diversos espaços de separação.

TABELA 3

Hsep (cm)	Hmf (cm)
13.7	66.3
18.7	61.3
27.3	52.7
36.5	43.5
45.1	34.9
51.8	28.2
60.8	19.2

3.6 - PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Para a coleta dos dados experimentais de massa transportada em função da altura de separação e velocidade de fluidização utilizamos a montagem indicada na figura 8. Antes da realização de cada experimento, o leito foi previamente fluidizado para evitarmos a segregação de partículas. A altura de separação utilizada foi determinada conhecendo-se a altura de mínima fluidização (Hmf), e sendo definida por :

$$H_{sep} = H_{col} - H_{mf}$$

Para cada espaço de separação utilizou-se velocidades de fluidização variando de 2 a 6 vezes a velocidade de mínima fluidização. Para cada experimento realizado o material

transportado e recolhido no filtro coletor foi analisado granulometricamente. Determinou-se sua composição em peso.

CAPÍTULO - 4
RESULTADOS EXPERIMENTAIS E
ANÁLISE

4. INTRODUÇÃO

Na presente seção iremos apresentar os resultados obtidos no estudo do transporte de partículas em leito fluidizados. Foram utilizados leitos fluidizados em diversas alturas variando de 19 a 66 cm. Em virtude destes leitos estarem contidos numa coluna de 20 cm de diâmetro e 80 cm de altura, as alturas de separação variam de 13.7 a 60.8 cm, podendo assim estudar-se o efeito de velocidades de fluidização e altura de separação sobre o tipo de transporte de partículas que deverá ocorrer no leito.

Apresentaremos um estudo sobre elutriação e arraste de partículas procurando caracterizar esses dois tipos de transporte. Utilizando-se dos resultados experimentais obtidos de massa total transportada procuraremos correlacioná-los com a velocidade do gás e altura de separação.

Será também discutido o comportamento do material recolhido em relação ao leito de partículas. Para isto utilizaremos leis de distribuições estatísticas que permitam prever este tipo de comportamento.

Discutiremos o efeito da explosão de bolhas na superfície de um leito fluidizado procurando comparar resultados obtidos teoricamente com observações experimentais.

4.1 - MASSA TOTAL DE PARTÍCULAS
TRANSPORTADA

4.1 - MASSA TOTAL DE PARTÍCULAS TRANSPORTADAS

Admitindo que a energia das partículas projetadas da superfície do leito fluidizado seguem uma distribuição do tipo de Maxwell-Boltzman, Andrews (11), Lewis (12), e Chen e Saxena (9) demonstraram que a quantidade de partículas transportadas decrescia exponencialmente com o aumento da altura de separação.

Nas figuras 11 a 15 apresentam-se os resultados experimentais obtidos de massa total transportada versus altura de separação para velocidades de fluidização variando de 2 a 6 vezes a velocidade de mínima fluidização. Os resultados experimentais obtidos seguem aproximadamente uma lei semi-logarítmica, onde a massa de partículas transportadas decresce exponencialmente com a altura de separação, tal como o previsto pelos autores acima referidos. Nas seções seguintes estes resultados experimentais são analisados com maior detalhe.

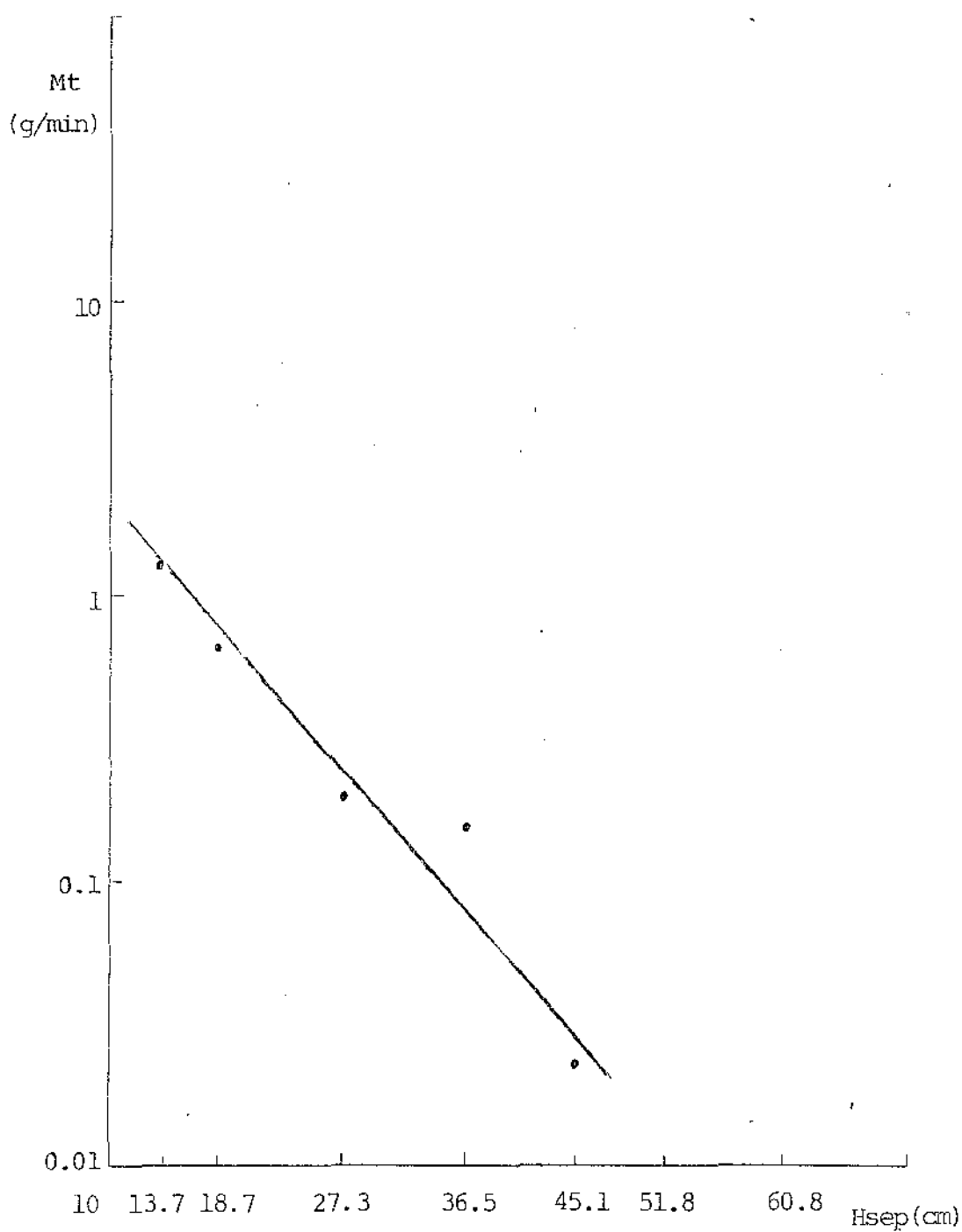


FIGURA - 11 - MASSA TRANSPORTADA VERSUS ALTURA DE SEPARAÇÃO
 $U_0 = 2 \times U_{mf}$

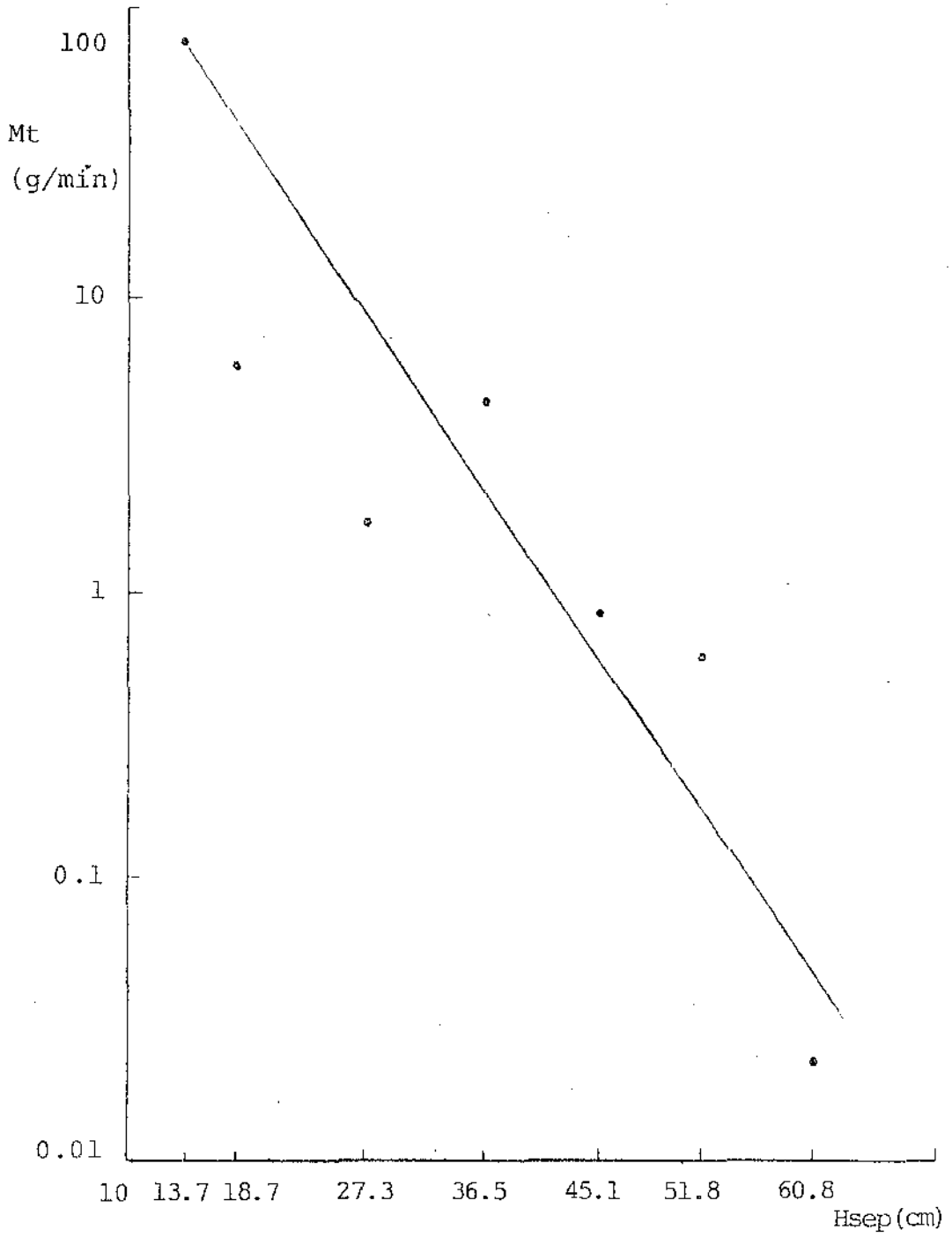


FIGURA - 12 - MASSA TRANSPORTADA VERSUS ALTURA DE SEPARAÇÃO

$$U_0 = 3 \times U_{mf}$$

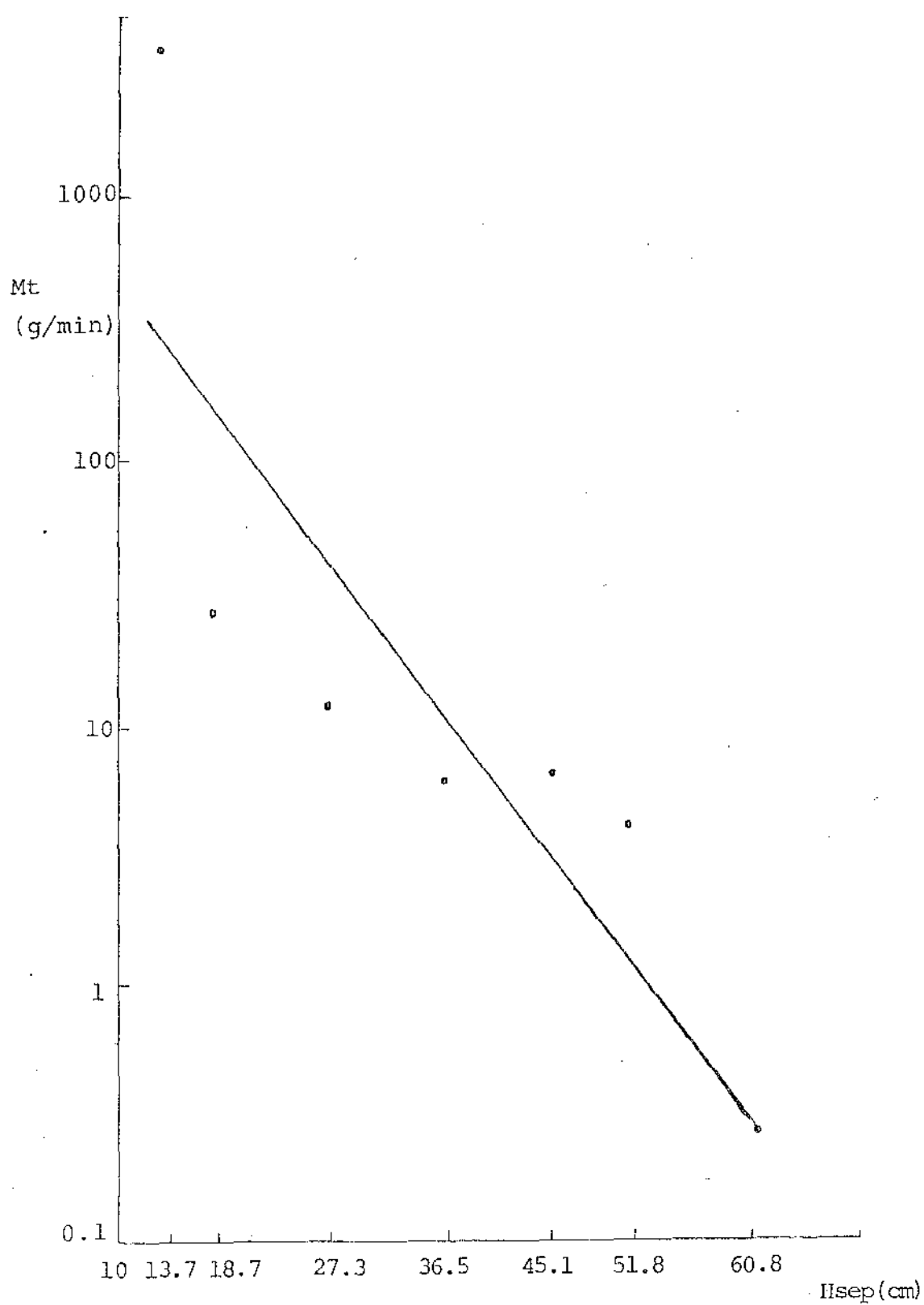


FIGURA - 13 - MASSA TRANSPORTADA VERSUS ALTURA DE
SEPARAÇÃO $U_0 = 4 \times U_{mf}$

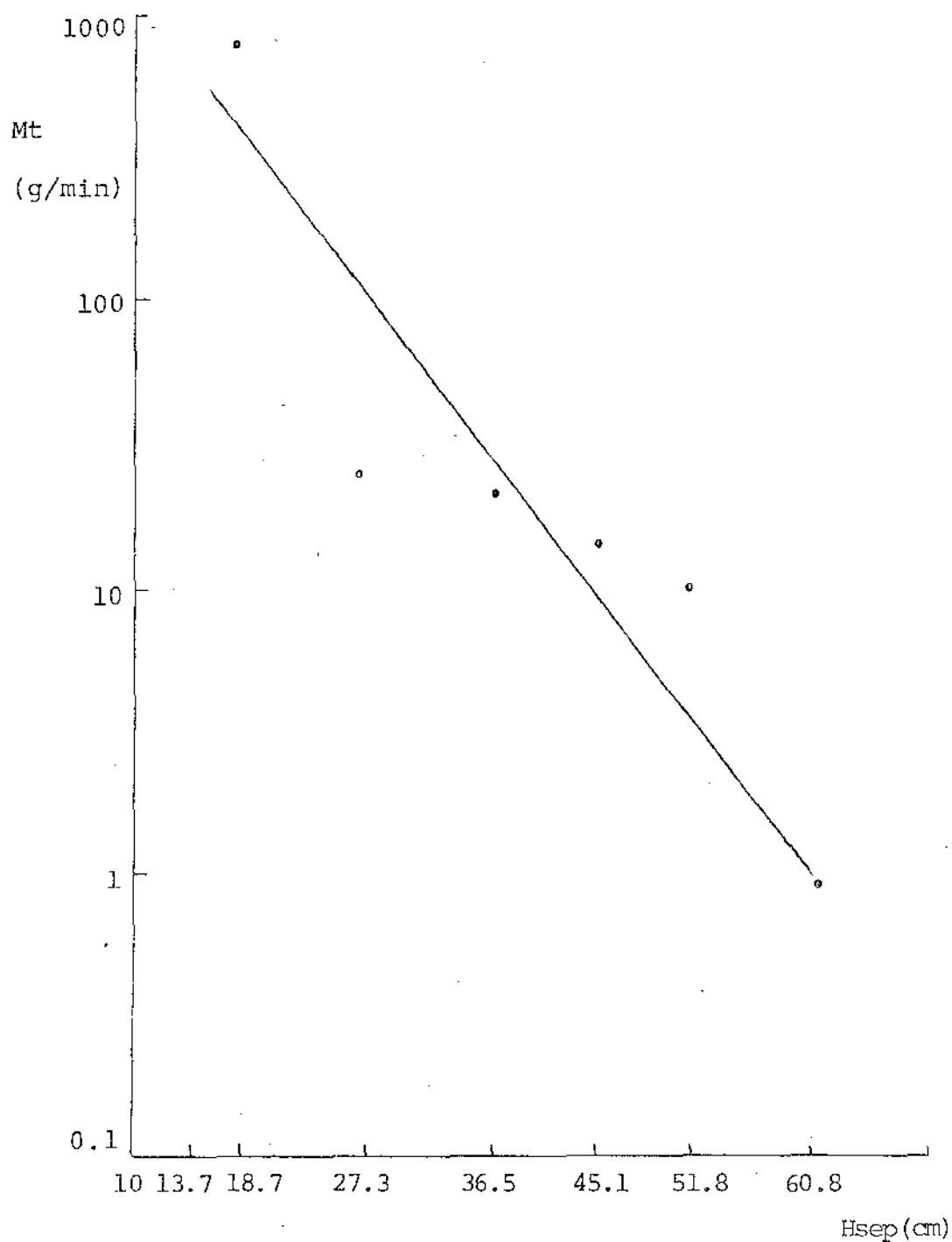


FIGURA - 14 - MASSA TRANSPORTADA VERSUS ALTURA DE SEPARAÇÃO

$$U_0 = 5 \times U_{mf}$$

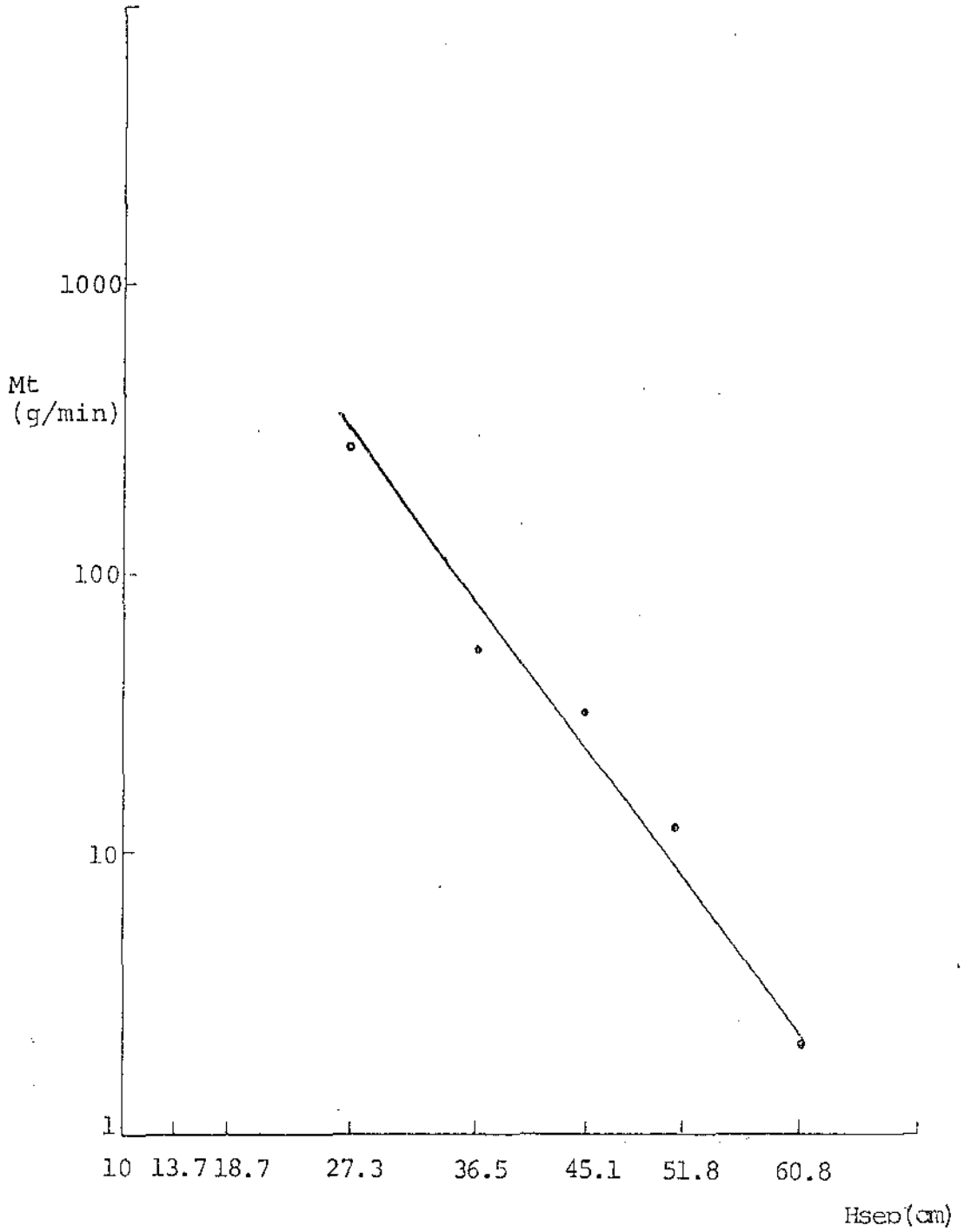


FIGURA - 15 - MASSA TRANSPORTADA VERSUS ALTURA DE
SEPARAÇÃO

$$U_0 = 6 \times U_{mf}$$

4.2 - ELUTRIAÇÃO E ARRASTE

4.2.1 - A ELUTRIAÇÃO E O ARRASTE DE PARTÍCULAS

A maioria dos autores até agora citados se restringiram ao estudo da elutriação de "finos", sem no entanto se preocuparem em definir o que se deva entender com a expressão "partículas finas" numa mistura complexa de partículas. Em seus trabalhos utilizaram-se de misturas binárias de sólidos, misturas estas muito bem caracterizadas e distintas entre si. Wen e Hashinger (4) estudaram a elutriação de "finos" em misturas binárias de sólidos com no máximo 25% de "finos" em relação ao peso total do leito. Osberg e Charlesworth (3) desenvolveram correlações para elutriação trabalhando com no máximo 1% de "finos" no leito. Estes autores somente se preocuparam em caracterizar o fenômeno elutriação de partículas "finas", não tendo estudado o transporte destas partículas devido à sua projeção no espaço de separação decorrente do estouro de bolhas na superfície do leito, que ocorre principalmente a elevadas velocidades de fluidização. A este tipo de transporte, devido a projeção de partículas sólidas na região de separação, damos o nome de arraste, e, sem dúvida, neste tipo de transporte partículas de "grandes" dimensões deverão ser transportadas.

4.2.2-CARACTERIZAÇÃO DO TIPO DE TRANSPORTE

Estabelecemos na seção anterior que dois tipos de transporte de partículas ocorrem em leitos fluidizados. Elutriação ocorre principalmente a baixas velocidades de fluidização. A elevadas velocidades de fluidização a formação de bo

lhas, que ascendem no leito e explodem na sua superfície, provocam a projeção de partículas no espaço de separação. Se estas partículas atingirem a região de saída do leito certamente que serão transportadas e teremos o arraste de partículas. Nestas condições a distribuição granulométrica das partículas transportadas será afetada pelas condições de fluidização.

Afim de se caracterizar o tipo de transporte, definimos a variável R como sendo a relação entre a fração em peso das partículas de um certo diâmetro D_p no material recolhido no topo do leito e a fração em peso das partículas de igual diâmetro no leito. As figuras de 16 a 22 construídas para cada espaço de separação e tendo como parâmetros as diversas velocidades de fluidização utilizadas, mostram a variação de R com D_p . Os resultados experimentais obtidos indicam que R apresenta valores maiores do que 1 para as partículas de menores dimensões no leito, na faixa de 37 a 100 μm e para todos os valores de velocidade de fluidização utilizados.

Partículas de dimensões maiores do que 100 μm apresentam sempre valores de R menores do que 1. Verificamos também que com o aumento da velocidade de fluidização e/ou diminuição da altura de separação o valor de R decresce para as partículas de menores dimensões no leito ($< 100 \mu\text{m}$) e aumenta para as partículas de maiores dimensões ($> 100 \mu\text{m}$) de tal forma que para velocidades de fluidização muito elevadas, na faixa de 4 a 6 vezes a mínima fluidização e /ou pequenas alturas de separação, R se torna igual a 1, o que pode ser observado na figura 16 ($U_o = 4 \times U_{mf}$, $H_{sep} = 13.7 \text{ cm}$).

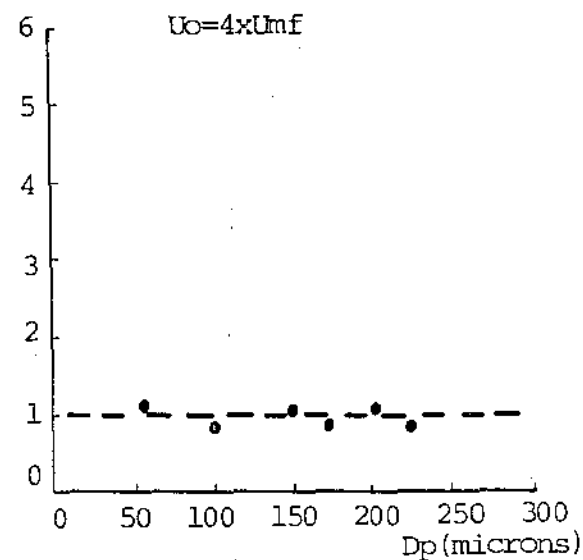
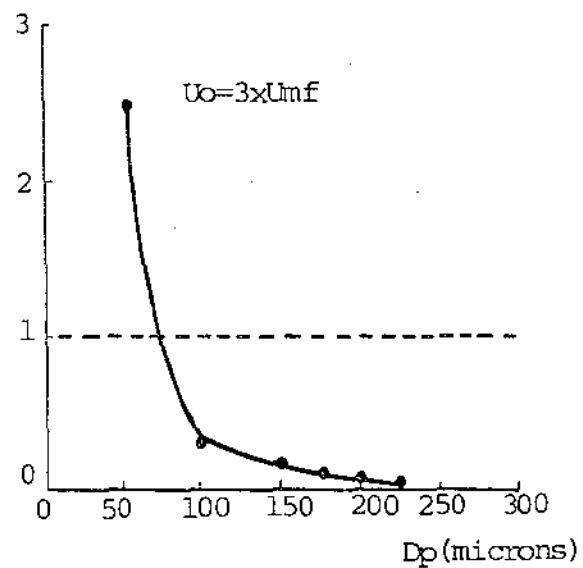
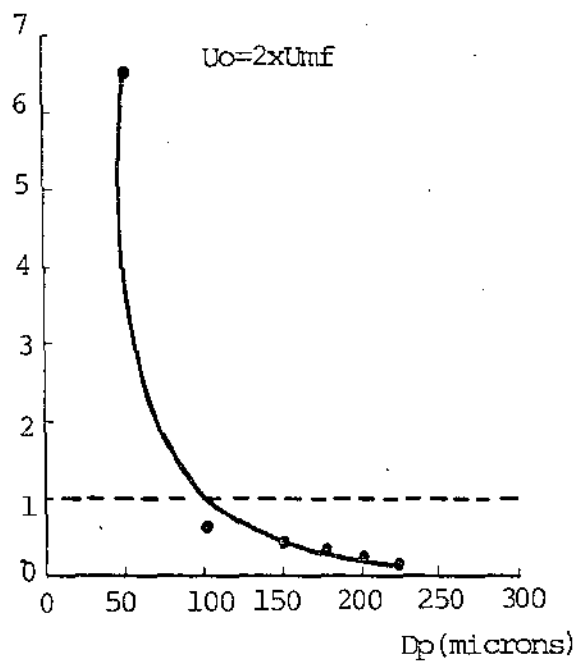


FIGURA - 16 - $H_{sep} = 13.7$ cm

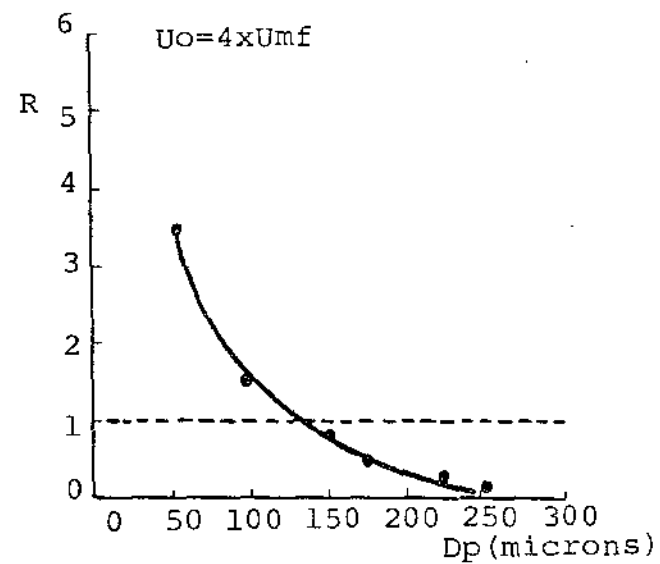
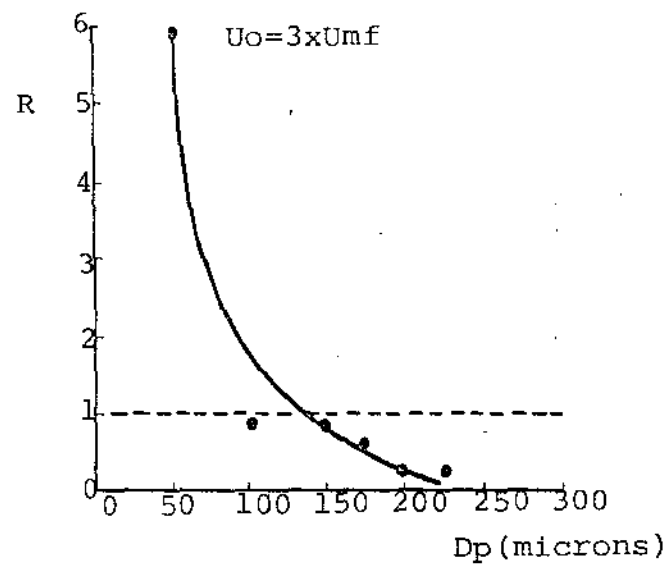
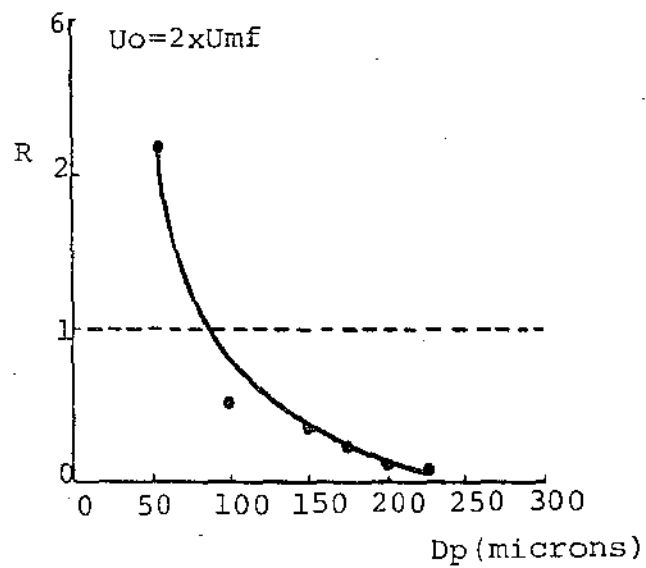


FIGURA - 17 - $H_{sep} = 18.7$ cm

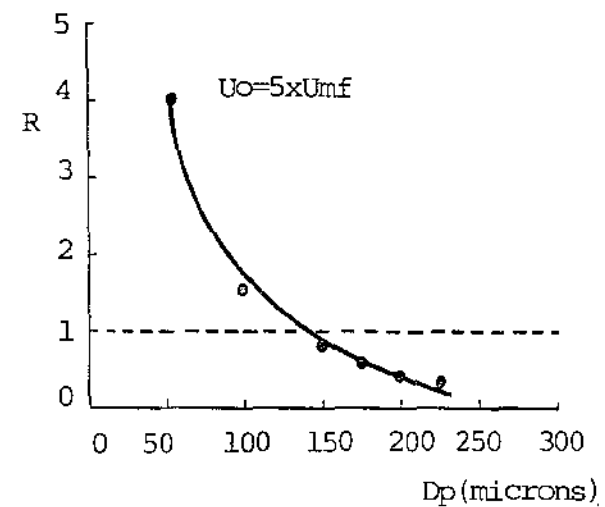
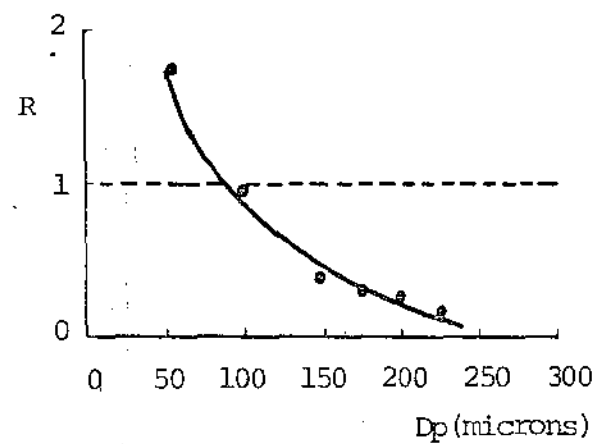
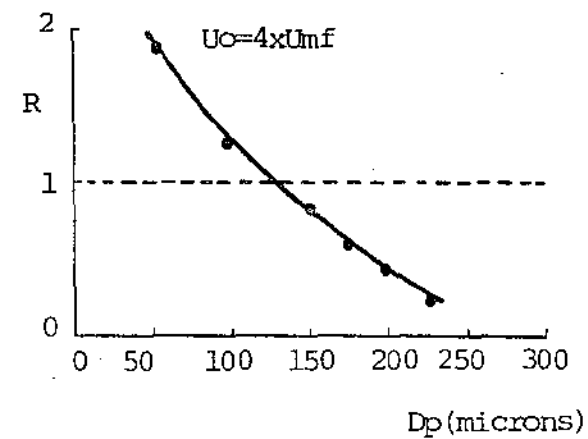
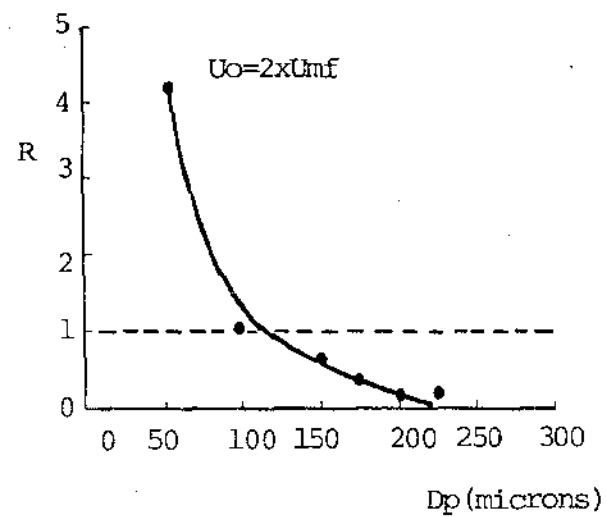


FIGURA - 18 - $H_{sep} = 27.3$ cm

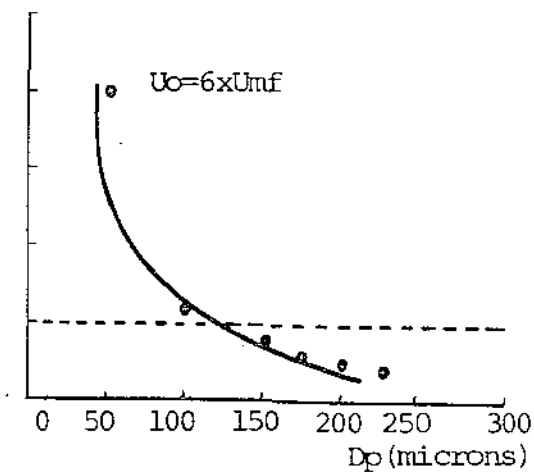
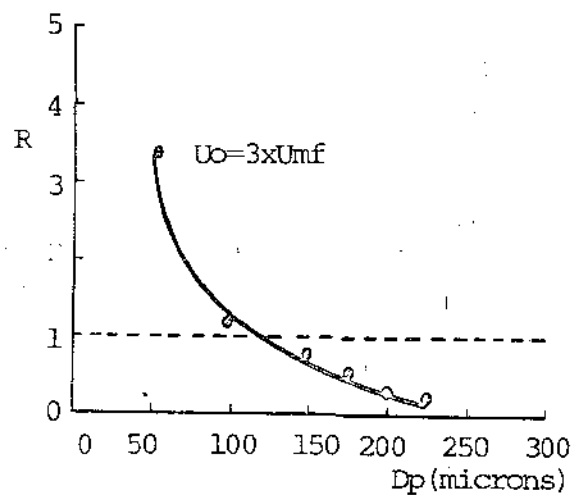
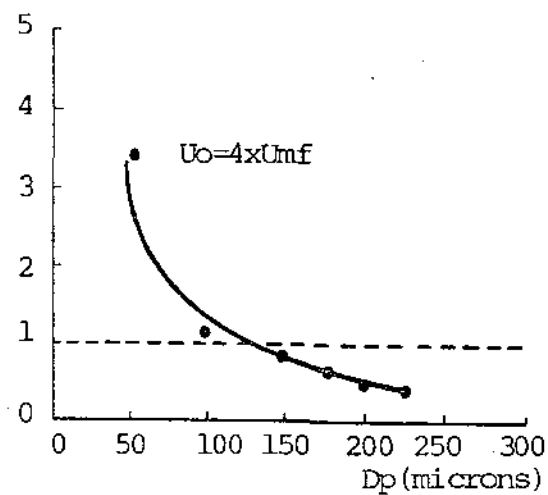
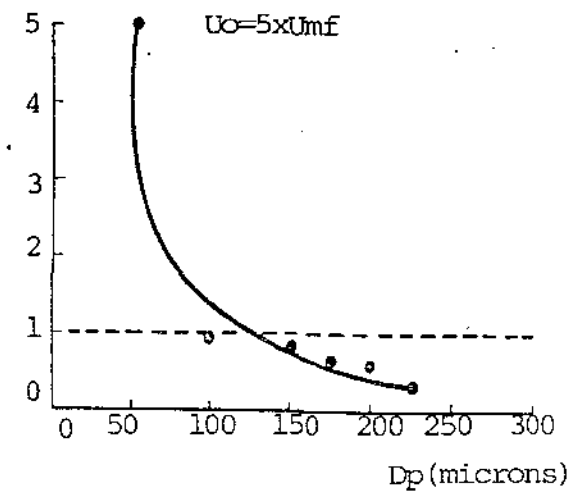
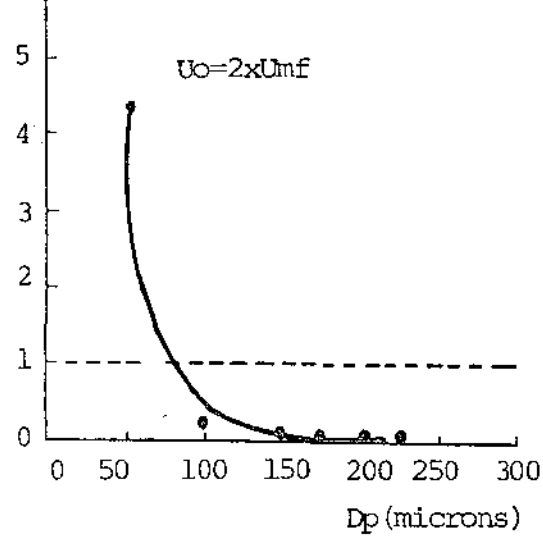


FIGURA - 19 - $H_{sep} = 365$ cm.

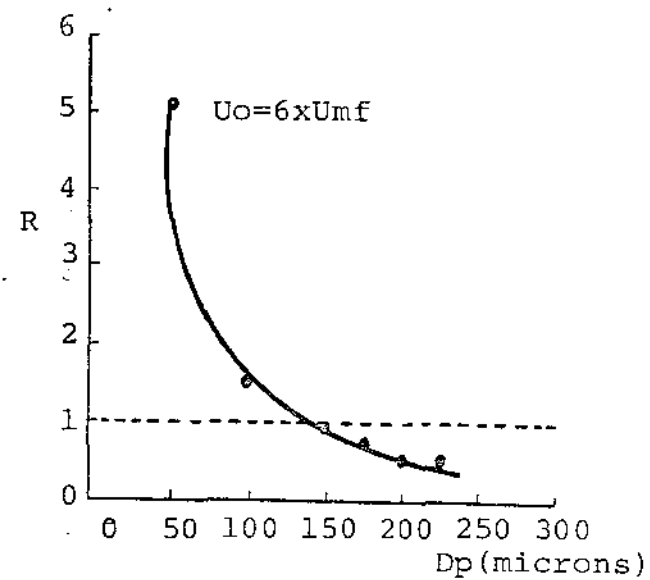
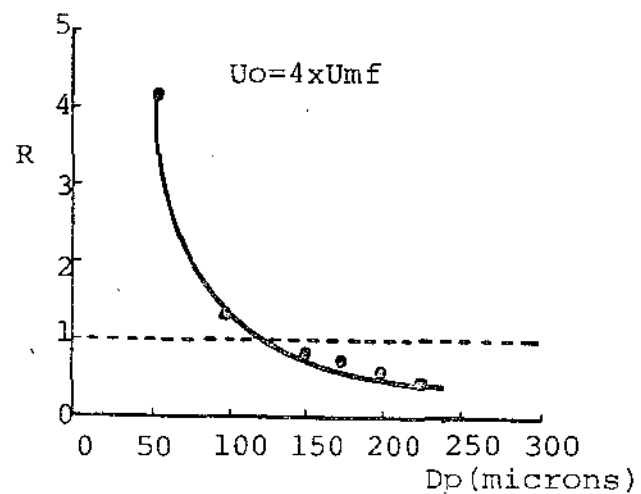
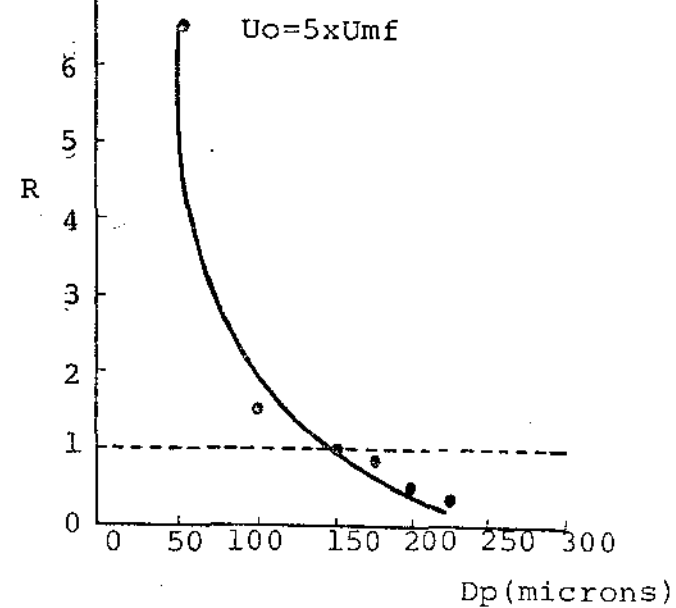
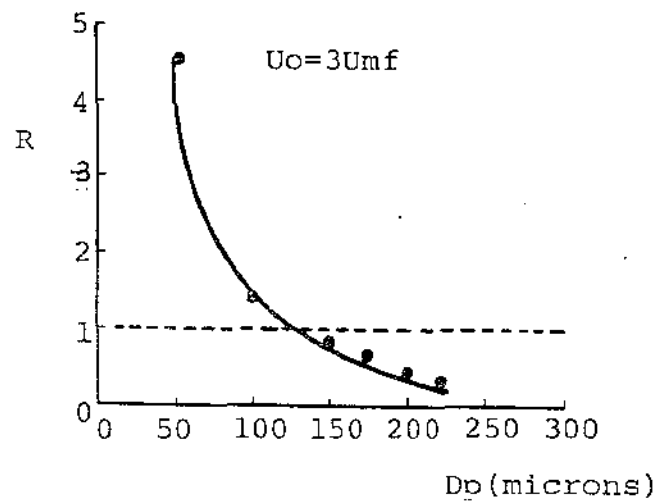


FIGURA - 20 - $H_{sep} = 45.1 \text{ cm}$

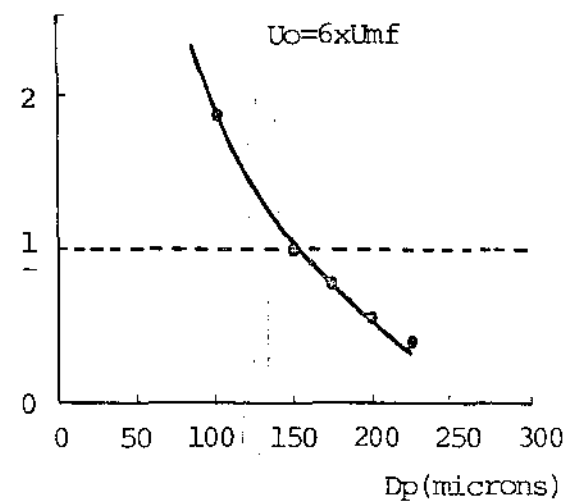
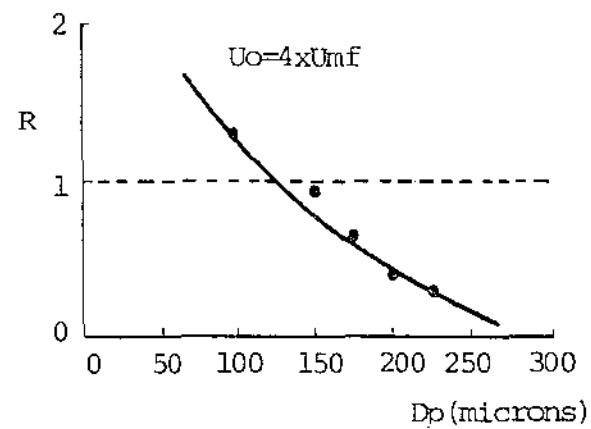
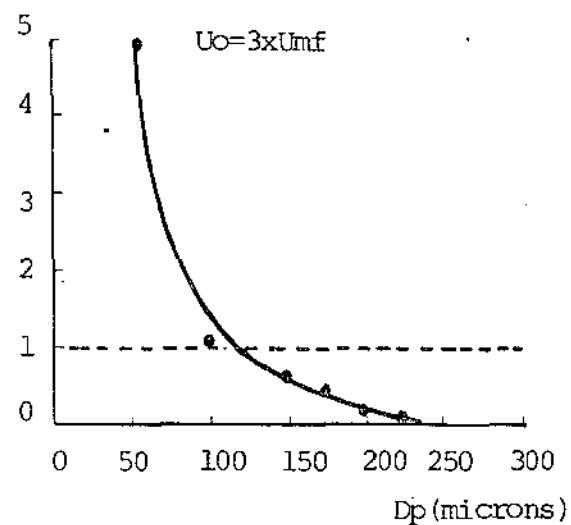
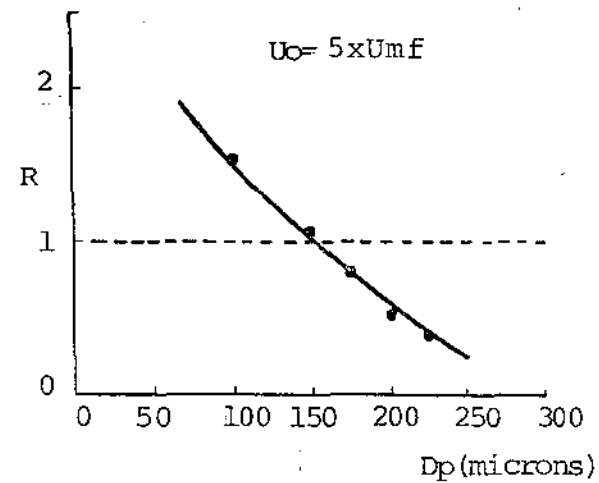
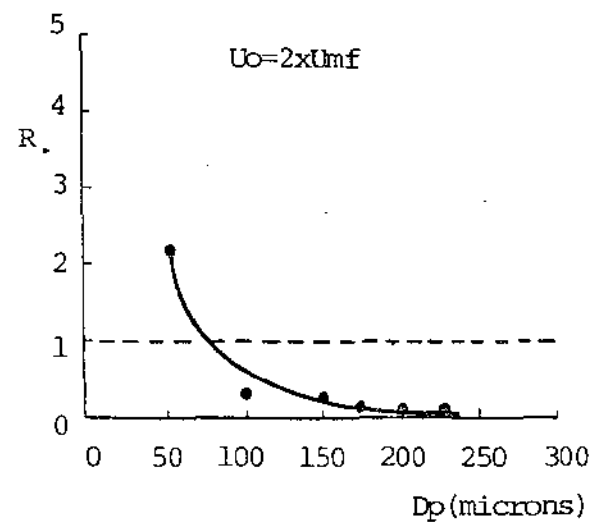


FIGURA - 21 - $H_{sep} = 51.8 \text{ cm}$

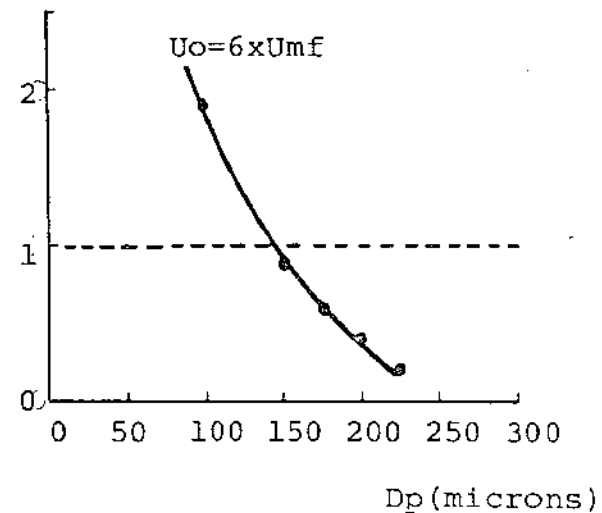
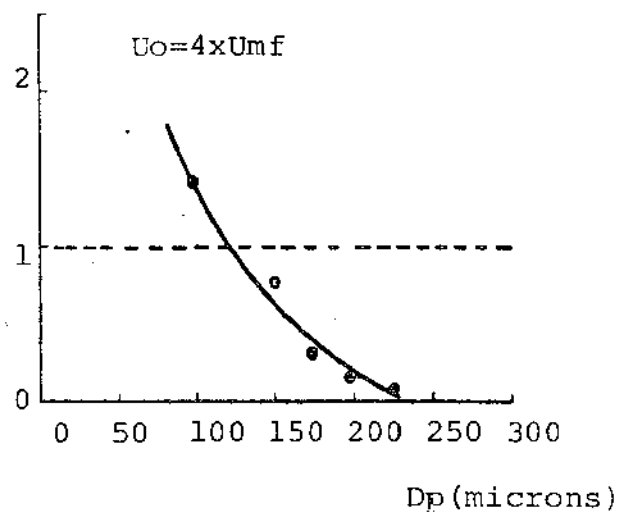
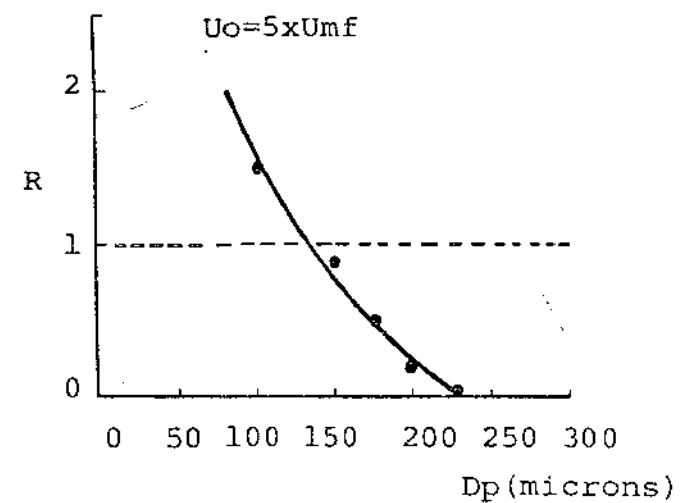
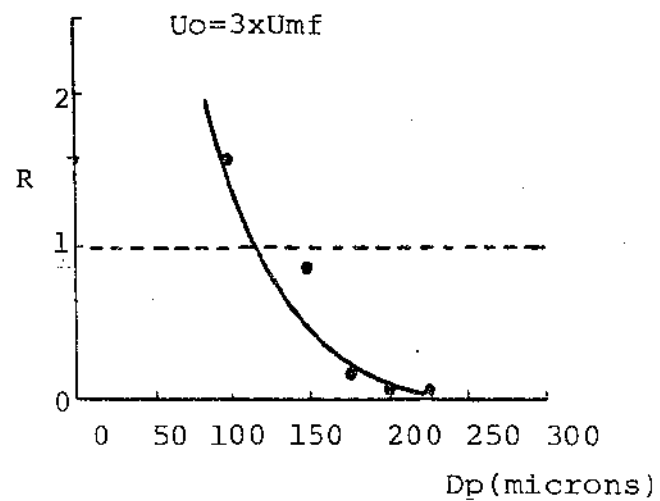


FIGURA - 22 - $H_{sep} = 60.8 \text{ cm}$

Estes resultados mostram que as partículas de menores dimensões ($D_p < 100 \mu m$) apresentam valores de R maiores do que 1 e portanto deverão ser as transportadas por elutriação. As partículas que apresentam valores de R menores do que 1 são as de maiores dimensões no leito, e deverão ser as transportadas por arraste. Afim de se melhor analisar os valores de R apresentamos na figura 23 a massa de partículas transportadas, com valores de R maiores do que 1 e valores de R menores do que 1, versus a altura de separação para diversos valores da velocidade de fluidização. Esta figura nos permite concluir que para baixas velocidades de fluidização, até $U_o = 1.5 \times U_{mf}$, predomina sempre o transporte de partículas por elutriação. Para velocidade de fluidização entre 1.5 e $3 \times U_{mf}$ o transporte devido ao arraste predomina para alturas de separação de até 30 cm e para alturas de separação superiores a 30 cm predominando o transporte por elutriação. Para velocidades de fluidização tais que $U_o \geq 4 \times U_{mf}$ predomina sempre o transporte devido a projeção de partículas na região de separação quaisquer que seja a altura de separação.

4.2.3 - DIÂMETRO DE PARTÍCULA DE TRANSIÇÃO ENTRE ELUTRIAÇÃO E ARRASTE

Os resultados apresentados na seção anterior mostram que partículas que apresentam valores de R maiores do que 1, de menores dimensões, deverão ser as transportadas por elutriação.

As partículas que apresentam valores de R menores

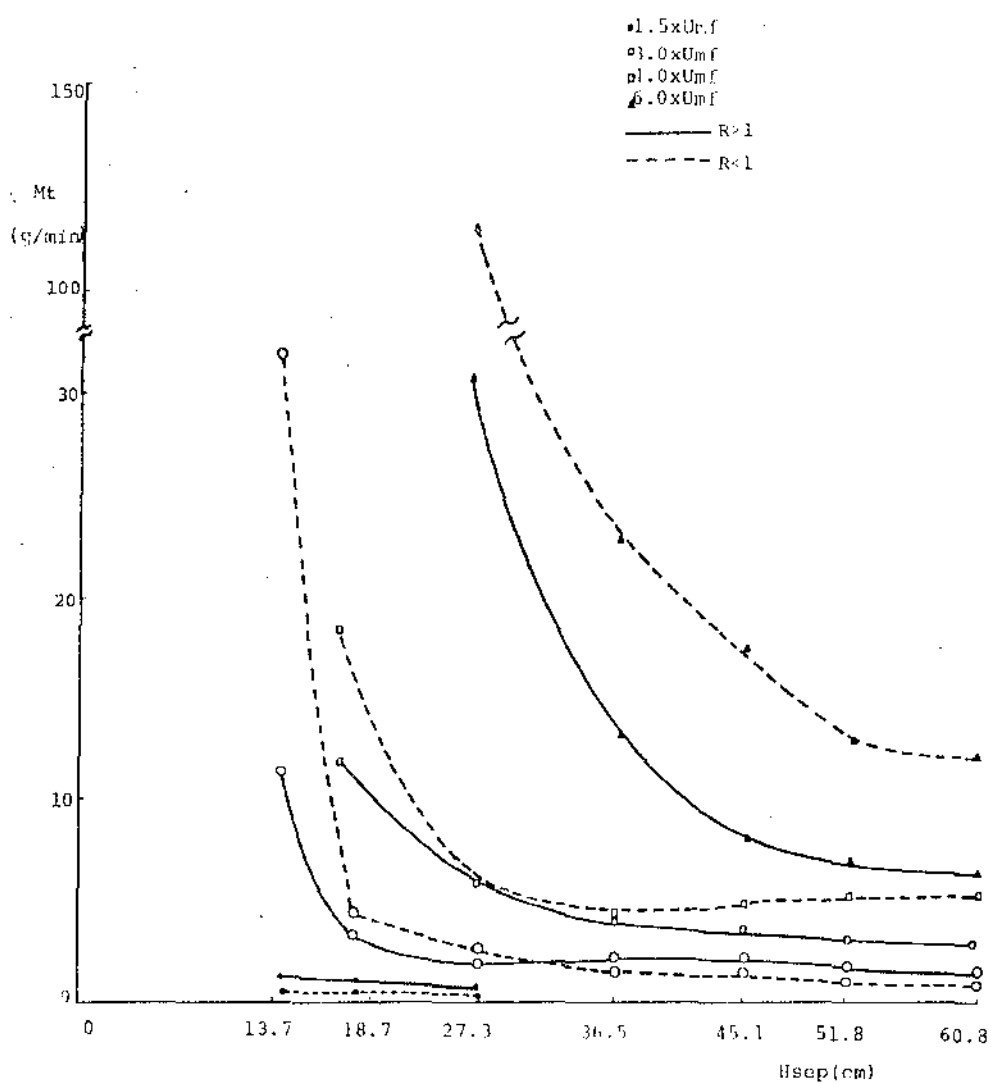


FIGURA - 23 - Massa de partículas transportadas com valores de R maiores que 1 e menores que 1, versus a altura de separação para diversas velocidades de fluidização

que 1, de maiores dimensões, deverão ser transportadas por arraste. Nestas condições partículas que apresentarem valores de R iguais a 1 corresponderão à transição entre elutriação e arraste. A partir dos resultados experimentais apresentados nas figuras 16 a 22 podemos determinar o diâmetro de partícula correspondente a esta transição, o diâmetro experimental de transição (Dp^*). Teoricamente também podemos calcular este diâmetro de transição, (Dpt).

De acordo com Wen e Hashinger (4), Osberg e Charlesworth (3) a taxa de elutriação de partículas é função da diferença entre a velocidade de fluidização U_0 e a velocidade terminal da queda das partículas U_t . Assim quanto maior for essa diferença maior será a taxa de elutriação de partículas. O cálculo da velocidade terminal de queda das partículas requer que inicialmente se estabeleça o regime de escoamento de operação, isto é, calcular o valor de Reynolds das partículas (Rep). Para partículas esféricas ($\phi = 1$) temos:

$$Cd \text{ } Rep^2 = \frac{4 (\rho_s - \rho_g) \rho_g g Dp^3}{3 \mu^2} \quad (11)$$

Na literatura (13) são apresentados valores de $Cd \text{ } Rep^2$ versus Rep . As partículas que apresentam diâmetros variando entre 37 μm - 74 μm se enquadram na faixa de Stokes ($0 < Rep < 1$), e nestes casos podemos aplicar a seguinte expressão para a velocidade terminal.

$$U_t = \frac{(\rho_s - \rho_g) Dp^2}{18\mu} \quad (12)$$

As partículas de dimensões maiores que 74- μ m se encontram na faixa intermediária $1 < \text{Rep} < 500$ e podemos aplicar a expressão de Stokes modificada para regime de transição. Assim :

$$U_t = \left[\frac{4}{225} \frac{(\rho_s - \rho_g)^2 g^2}{\rho_g \mu} \right]^{1/3} D_p \quad (13)$$

Na tabela 4 são apresentados os valores da velocidade terminal das diversas partículas que constituem o leito fluidizado.

TABELA 4

Dp (mm)	Ut (cm/s)
0.037	10.8
0.053	22
0.074	43.2
0.125	93
0.149	111
0.177	132
0.210	152
0.250	183
0.297	240

Estes resultados estão de acordo com os indicados por Perry (14) onde são indicados diretamente valores de velocidade terminal de queda em função do diâmetro de partículas,

e calculados pelas expressões de Stokes.

Na tabela 5 são indicadas as velocidades* de fluidização utilizadas experimentalmente bem como o diâmetro de transição teórica D_{pt} .

TABELA 5

U_0 (cm/s)	D_{pt} (mm)
8.2	0.032
12.3	0.040
16.4	0.046
20.5	0.051
24.0	0.056

Na tabela 6 são referidos os valores de D_p^* obtidos através de um ajuste polinomial dos valores de R em função de D_p . Foi utilizado o método de Newton Raphson para a determinação do valor D_p^* que corresponde a $R = 1$. Na tabela 6 são indicados também os valores de D_{pt} calculados utilizando-se as equações (12) e (13)

TABELA 6.

Hsep	Uo (cm/s)	Dp* (mm)	Dpt (mm)
13.7	8.2	0.091	0.032
	12.3	0.071	0.040
	16.4	-	0.046
18.7	8.2	0.075	0.032
	12.3	0.093	0.040
	16.4	0.137	0.046
27.3	8.2	0.100	0.032
	12.3	0.127	0.040
	16.4	0.132	0.046
	20.5	0.130	0.051
	24.6	0.130	0.056
36.5	8.2	0.082	0.032
	12.3	0.110	0.040
	16.4	0.107	0.046
	20.5	0.097	0.051
	24.6	0.106	0.056
45.1	12.3	0.132	0.040
	16.4	0.114	0.046
	20.5	0.148	0.051
	24.6	0.135	0.056
51.8	8.2	0.072	0.032
	12.3	0.100	0.040
	16.4	0.068	0.046
	20.5	0.158	0.051
	24.6	0.150	0.056
60.8	12.3	0.079	0.040
	16.4	0.088	0.046
	20.5	0.132	0.051
	24.6	0.133	0.056

Os resultados obtidos mostram que os valores de D_p^* são muito superiores aos de D_{pt} . Esta diferença pode ser explicada pois ao calcularmos D_{pt} partimos da hipótese que as partículas utilizadas são esféricas, a distribuição de velocidades no leito é uniforme não prevendo portanto o desenvolvimento de perfis de velocidades e que o leito é formado por uma mistura binária de partículas, sendo um dos componentes necessariamente um "fino". Assim os valores de D_p^* , apesar de terem sido ajustados por uma curva discreta, são mais próximos da realidade.

4.2.4 - ALTURA DE SEPARAÇÃO INFINITA

Para elevados espaços de separação ("INFINITE FREEBOARD") Zenz e Weil (8) desenvolveram uma correlação que nos permite predizer a quantidade teórica de materiais elutriados (Me). A correlação é válida tanto para fluidização agregativa e como particulada. Ela baseia-se no gráfico de $\frac{U_o^2}{g D_p \rho_s^2}$ versus $\frac{Me}{At \rho_g U_o}$ encontrado em Kunii e Levenspiel (7) e tem como única restrição o fato de ser somente válida para partículas de tamanho uniforme. Ajustando-se os dados do gráfico desenvolvido por Zenz e Weil (8) obtemos :

$$\ln \frac{U_o^2}{g D_p \rho_s^2} = 5.24 + 4.9 \times 10^{-1} \ln \frac{Me}{At \rho_g U_o} \quad (14)$$

A tabela 7 mostra os valores da massa elutriada teórica (Me) e massa elutriada experimental (Me^*) em função

da velocidade de fluidização U_0 . O valor de Me^* é estimada experimentalmente a partir da definição de R .

TABELA 7

U_0 (cm/s)	Me (g/min)	Me^* (g/min)
8.2	0.0015	-
12.3	0.0012	0.008
16.4	0.05	0.07
20.5	0.16	0.18
24.6	0.45	0.66

Os resultados apresentados na tabela mostram que, para elevadas alturas de separação, a quantidade de massa elutriada obtida teoricamente é bem próxima a quantidade elutriada experimentalmente para valores de R maiores do que 1, independentemente da velocidade de fluidização utilizada.

4.2.5 - OTIMIZAÇÃO DA ALTURA DE SEPARAÇÃO

Chen e Saxena (9) e Lewis (12) relacionaram a quantidade total de sólidos transportados com a velocidade de fluidização (U_o) e a altura de separação (H_{sep}). As correlações apresentadas tem como grande limitação o fato de serem somente válidas para misturas binárias de sólidos, misturas estas muito bem caracterizadas e distintas entre si. Chen e Saxena (9) a partir do cálculo da taxa de material projetado (M_o) estima o valor da taxa de material transportado (M_t). Para a determinação do material projetado pressupõe que uma bolha ao se aproximar da superfície do leito forma um "inchaço" que ao explodir projeta partículas no espaço de separação. O modelo proposto determina a quantidade de material projetado baseado na explosão de uma única bolha na superfície do leito, não considerando a interação de outras bolhas. A correlação proposta por Chen e Saxena (9) é a seguinte :

$$M_t = M_o \exp (-\theta H_{sep}) \quad (15)$$

A correlação de Lewis (12) que também calcula a quantidade de material transportado em função da velocidade de fluidização e da altura de separação depende do diâmetro da partículas utilizado e do diâmetro da coluna. O modelo proposto somente é válido para partículas "finas" ($D_p \leq 0.075 \text{ mm}$) e leitos de diâmetro de 5 a 15 cm. A correlação proposta por Lewis (12) tem a seguinte expressão :

$$M_t = A_t U_o B \left[\exp - \left(b/U_o^2 \right) + a H_{sep} \right] \quad (16)$$

$$b = 8.86 \times 10^4 \rho_s^{1/2} D_p$$

A constante B depende do diâmetro das partículas utilizado e do diâmetro da coluna.

Das figuras 11 a 15 verificamos que a quantidade de partículas transportadas é inversamente proporcional a altura de separação (H_{sep}), isto é, com o aumento do espaço de separação temos uma diminuição da quantidade de material transportado. Por outro lado a quantidade de partículas sólidas transportadas varia diretamente com a velocidade de fluidização. A componente vertical da velocidade de uma partícula do leito na região de separação pode ser estimada considerando-se as forças que atuam na partícula suspensa na corrente de gás. Esta força (F_t) é a soma das de inércia e viscosa menos a força do campo gravitacional (3), assim :

$$F_t = \frac{\pi}{4} \rho_g U_g^2 D_p^2 + 3\pi \mu U_g D_p - \frac{\pi}{6} (\rho_s - \rho_g) g D_p^3 \quad (17)$$

A força de arraste é assim proporcional ao quadrado da velocidade do gás. Uma mistura de partículas fluidiza a uma velocidade fixa, U_{mf} . Nestas condições o transporte de partículas do leito tanto por elutriação como por arraste devido à formação e explosão de bolhas será governado pela velocidade do gás acima da velocidade de mínima fluidização. Nestas condições atendendo a equação (17), M_t deverá ser propor-

cional a $\left(\frac{U_o - U_{mf}}{U_{mf}}\right)^2$. Propomos que a massa total de material transportado seja regida pela seguinte correlação :

$$M_t = A \exp \left[B \left(\frac{U_o - U_{mf}}{U_{mf}} \right)^2 \frac{1}{H_{sep}} \right] \quad (18)$$

A figura 24 mostra o gráfico de M_t versus

$\left(\frac{U_o - U_{mf}}{U_{mf}} \right)^2 \frac{1}{H_{sep}}$ em escala semi-logarítmica. Um ajuste pelos

métodos dos mínimos quadrados nos permite obter os valores das constantes A e B.

$$A = 0.39 \quad (\text{g/min})$$

$$B = 8.89 \quad (\text{cm})$$

A constante A não é nula, pois mesmo em condições em que $U_o = U_{mf}$ teremos partículas sendo transportadas por elutrição, e mesmo que $H_{sep} \rightarrow \infty$ teremos que levar em conta o efeito da diferença $U_o - U_{mf}$.

Na figura 24 os pontos A1 e A2 correspondem a elevadas alturas de separação (51.8 e 60.8 cm respectivamente) e baixa velocidade de fluidização ($U_o = 2 \times U_{mf}$) onde a quantidade total de sólidos transportadas é muito pequena e portanto de difícil determinação. Os pontos B1 e B2 do mesmo gráfico correspondem a menor altura de separação ($H_{sep} = 13.7 \text{ cm}$) e altas velocidades de fluidização ($U_o = 3$ e $4 \times U_{mf}$ respectivamente) onde temos uma movimentação muito intensa do leito e

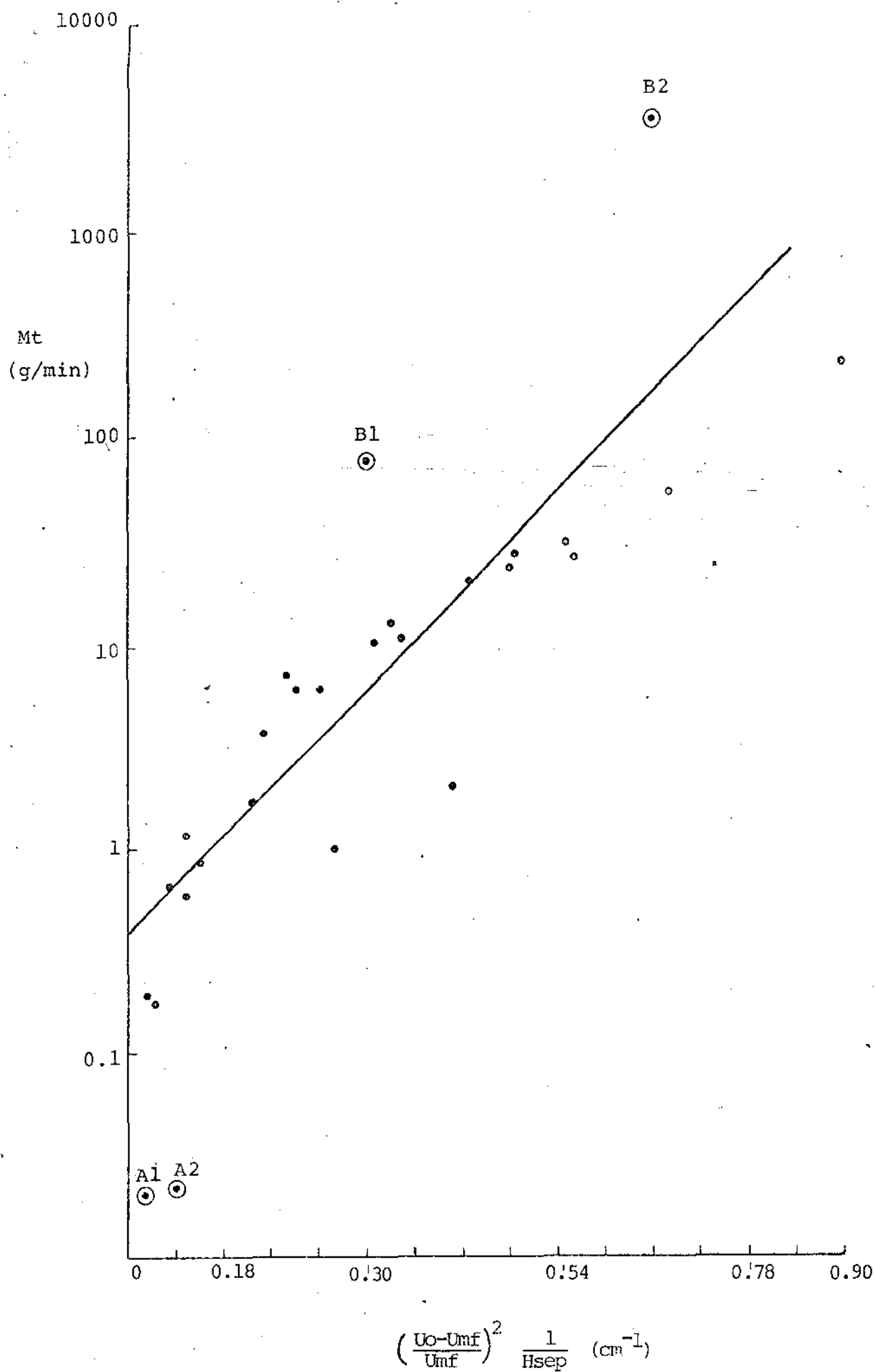


FIGURA - 24

uma grande quantidade de material sólido transportado e portanto também de difícil determinação.

A tabela 8 colocada a seguir mostra os valores utilizados para a construção da figura 24.

TABELA 8

Mt (g/min)	$\left(\frac{U_o - U_{mf}}{U_{mf}}\right)^2 \frac{1}{H_{sep}}$
0.022	0.02
0,194	0.03
0.18	0.04
0.67	0.06
0.023	0.07
1.25	0.07
0.6	0.08
0.85	0.09
4.6	0.11
1.84	0.15
3.9	0.17
7.4	0.20
752.4	0.21
6	0.25
0.96	0.26
78.9	0.30
10.4	0.31
12.7	0.33
10.3	0.36
2.06	0.41
20.8	0.44
12.5	0.48
27.8	0.48
30.5	0.55
24	0.59
3698	0.66
50.3	0.68
242	0.98

4.2.6 - CONCLUSÕES

Através da definição de variável R podemos caracterizar o tipo de transporte que ocorre em um leito fluidizado. Os resultados apresentados mostram que partículas que apresentem valores de R maiores do que 1, de menores dimensões, deverão ser as transportadas por elutriação. Por outro lado as que apresentam valores de R menores do que 1, de maiores dimensões, deverão ser as transportadas por arraste.

Partindo-se da premissa que a quantidade de partículas transportadas é inversamente proporcional à altura de separação e que também o transporte de partículas no leito será governado pela velocidade do gás acima da de mínima fluidização, propomos uma correlação que nos permite estimar a quantidade total de material sólido transportado em função da velocidade de fluidização e altura de separação.

A expressão proposta nos dá apenas uma estimativa da quantidade total de material sólido transportado (M_t) em função da velocidade de fluidização (U_o) e da altura de separação (H_{sep}). Fica evidente a necessidade da realização de estudos mais profundos sobre a influência de outras variáveis tanto da coluna (altura e diâmetro da coluna) como do leito (outras distribuições de partículas) sobre a massa total transportada. É também necessário um estudo mais detalhado sobre o significado das constantes A e B obtidas em termos de variáveis típicas de leitos fluidizados.

4.3 - ANÁLISE DA DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA

4.3.1 - INTRODUÇÃO

Com os resultados apresentados nos itens anteriores caracterizamos o transporte de partículas em leitos fluidizados através da definição do parâmetro R. Nesta seção vamos nos ocupar em analisar o comportamento do material recolhido em relação ao leito de partículas. Para isto vamos, através das análises granulométricas médias do material transportado e do leito, testar leis estatísticas de distribuições que nos permitam caracterizar as diferenças existentes entre estas análises. As leis de distribuições gama truncada e normal truncada na origem serão testadas para descrever o comportamento do material transportado em relação ao material que compõe o leito.

4.3.2. - ANÁLISE DOS DADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS

Para realizarmos a análise dos resultados experimentais obtidos construímos os histogramas das distribuições de partículas. Estes histogramas encontram-se nas figuras 25 a 39 a seguir. Analisando-se os histogramas que se referem ao leito concluímos que as partículas seguem aproximadamente uma lei de distribuição normal e sua função de distribuição de probabilidade tem a seguinte expressão :

$$y = \frac{k'}{\sigma\sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{D_p - \bar{D}_p}{\sigma} \right)^2 \right] \quad (19)$$

$$\text{onde : } \bar{Dp} = \frac{\sum_{i=1}^n Dp_i}{n} \quad e$$

$$\sigma = \frac{1}{n} \left[\sum_{i=1}^n (Dp_i - \bar{Dp})^2 \right]^{1/2}$$

e:

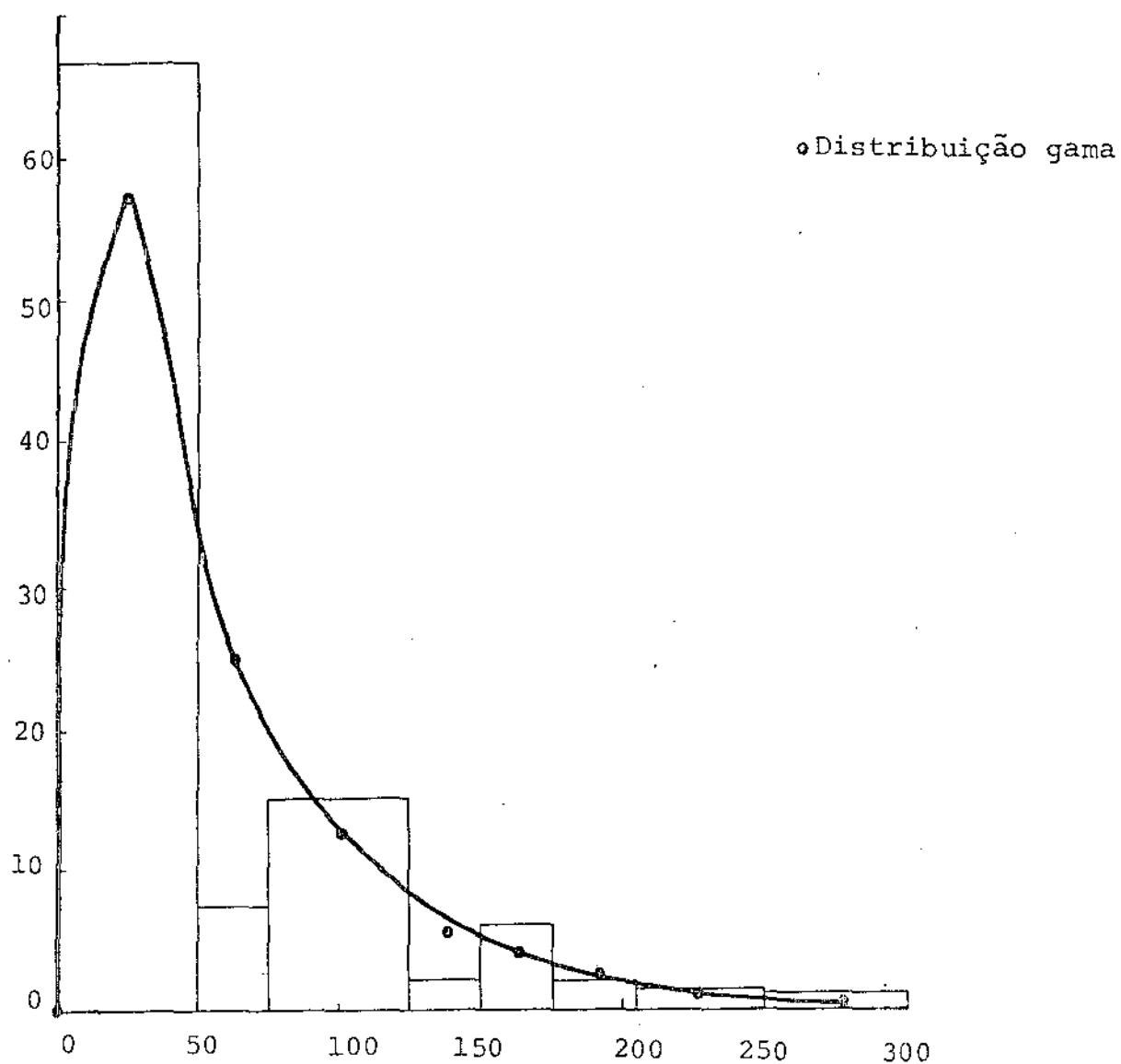
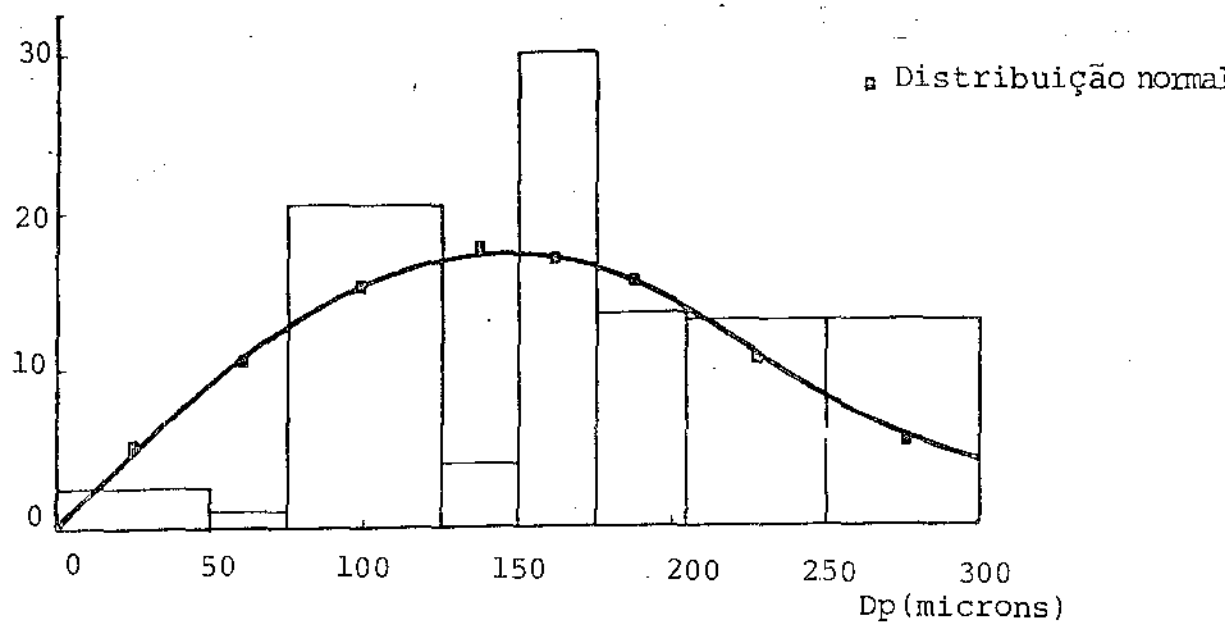
$$k' = \left[1 - \Delta' \left(\frac{\gamma - \bar{Dp}}{\sigma} \right) \right]^{-1}$$

Sendo $\Delta' \left(\frac{\gamma - \bar{Dp}}{\sigma} \right)$ a chamada função normal reduzida que encontra-se tabelada

Como a distribuição é truncada a esquerda, teremos $\gamma=0$. A tabela 9 a seguir mostra a função de distribuição y e a sua frequência relativa F .

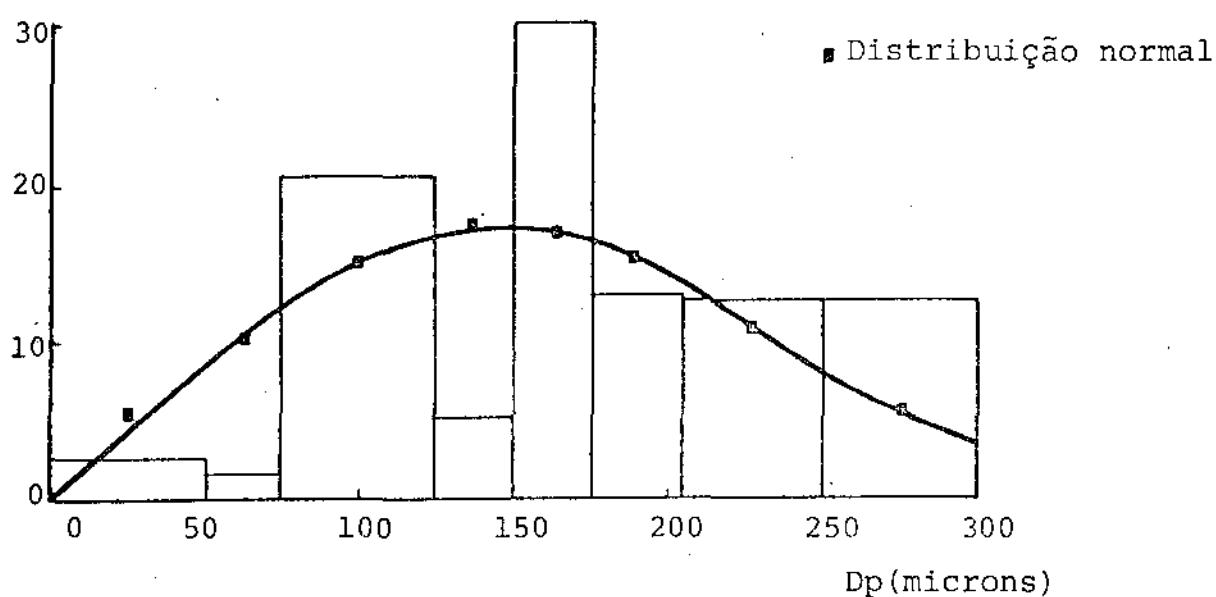
TABELA 9

y	F	Dp (mm)
42.72	0.06	0.025
78.77	0.11	0.066
109.47	0.15	0.100
127.36	0.18	0.137
125.49	0.17	0.166
114.80	0.16	0.187
82.81	0.11	0.225
40.1	0.06	0.275

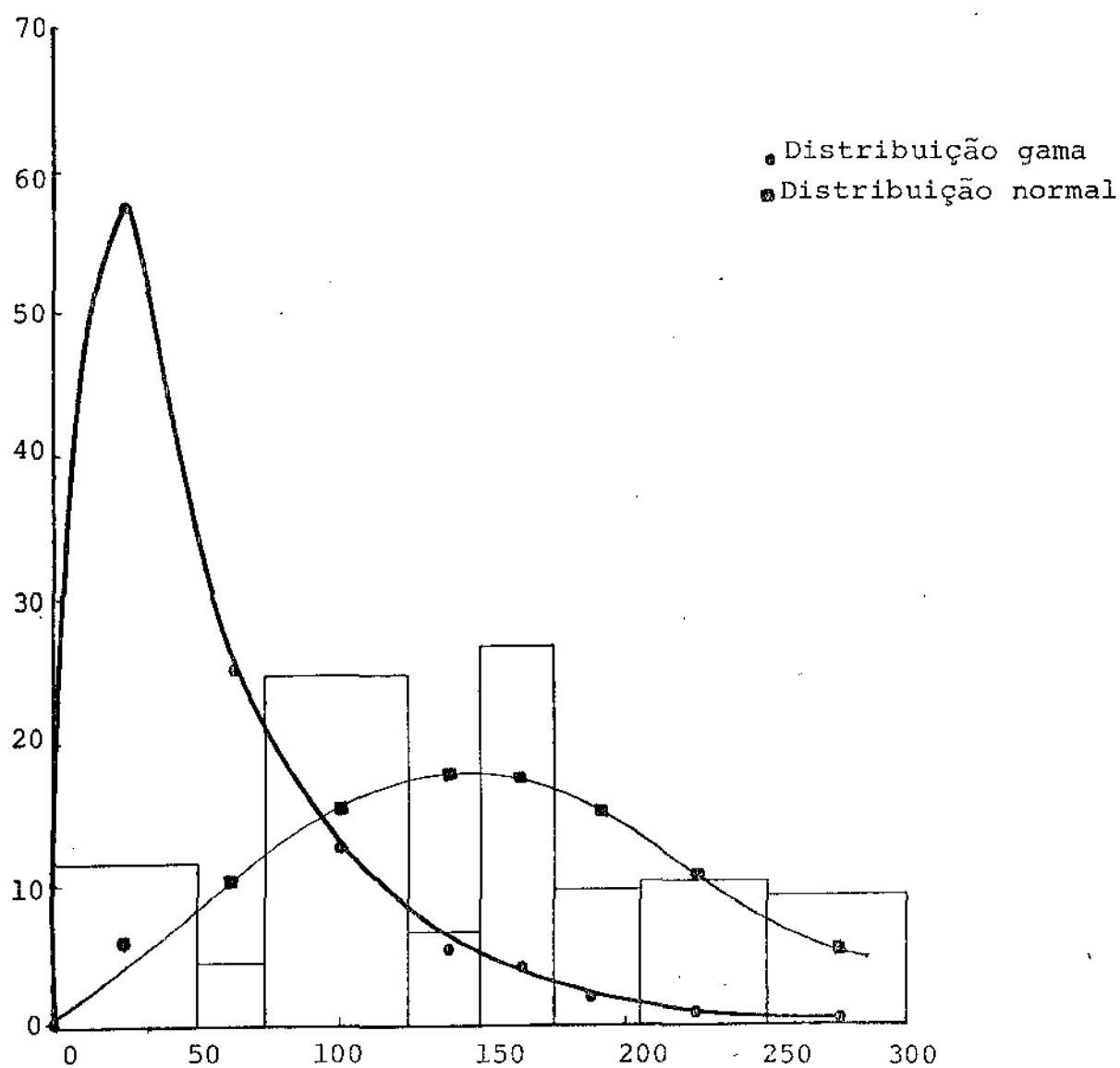


Análise granulométrica do material recolhido

FIGURA - 25 - $H_{sep} = 13.7$ cm - $U_o = 2 \times U_{mf}$

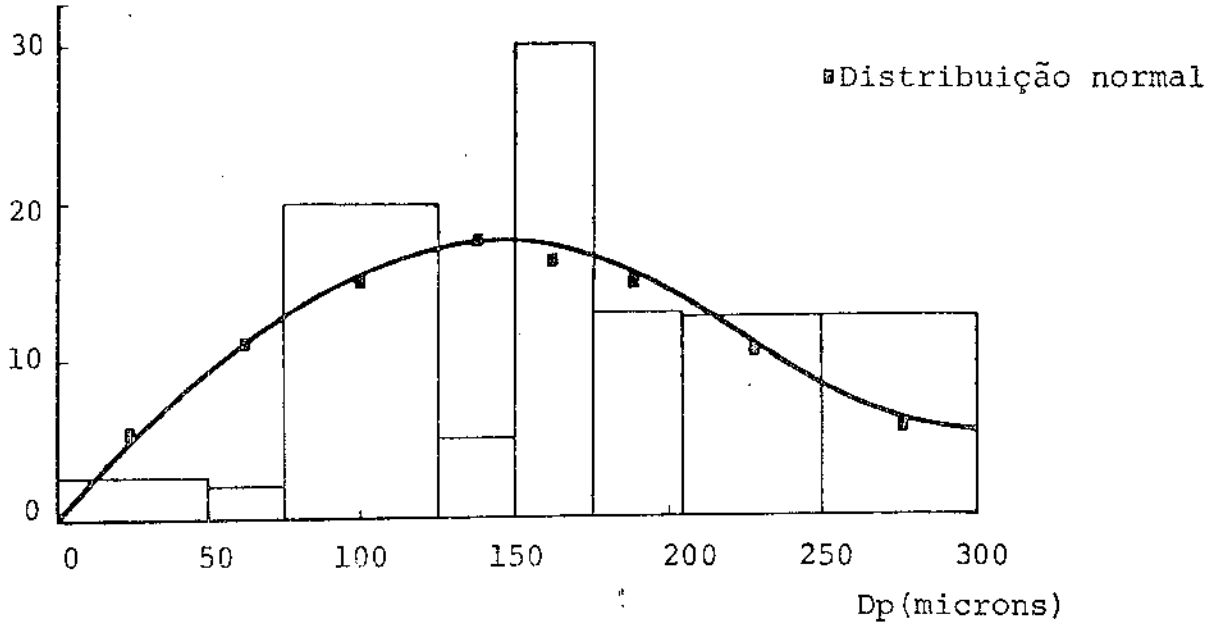


Análise granulométrica do leito

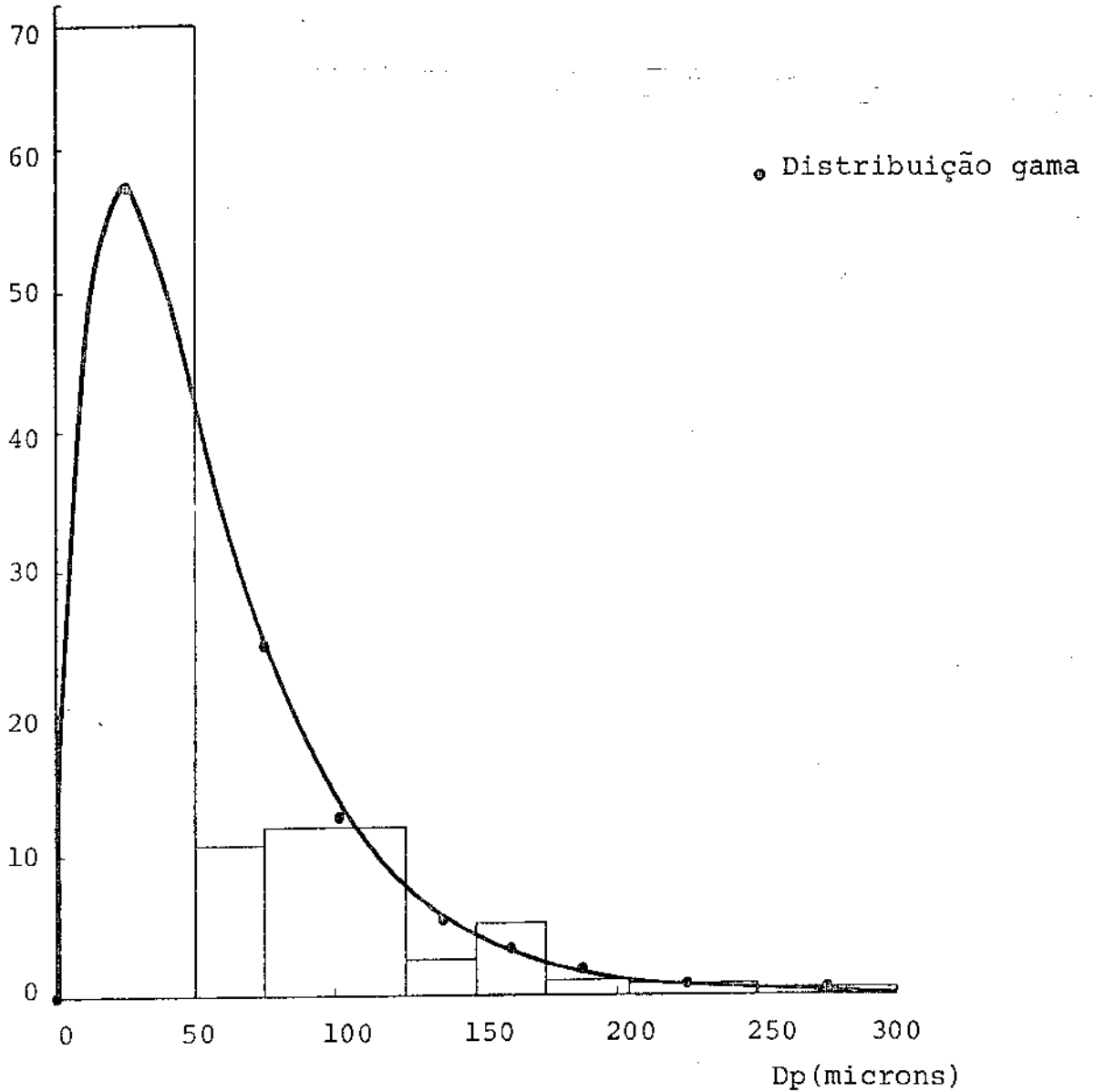


Análise granulométrica do material recolhido

FIGURA - 26 - Hsep = 13.7 cm - $U_o = 3 \times U_{mf}$

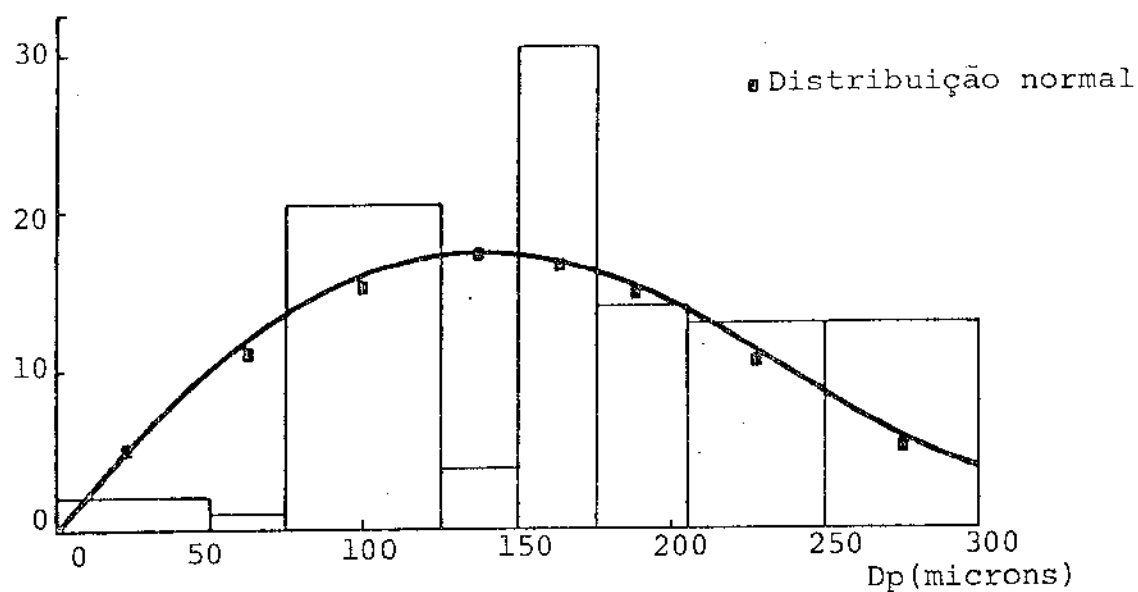


Análise granulométrica do leito

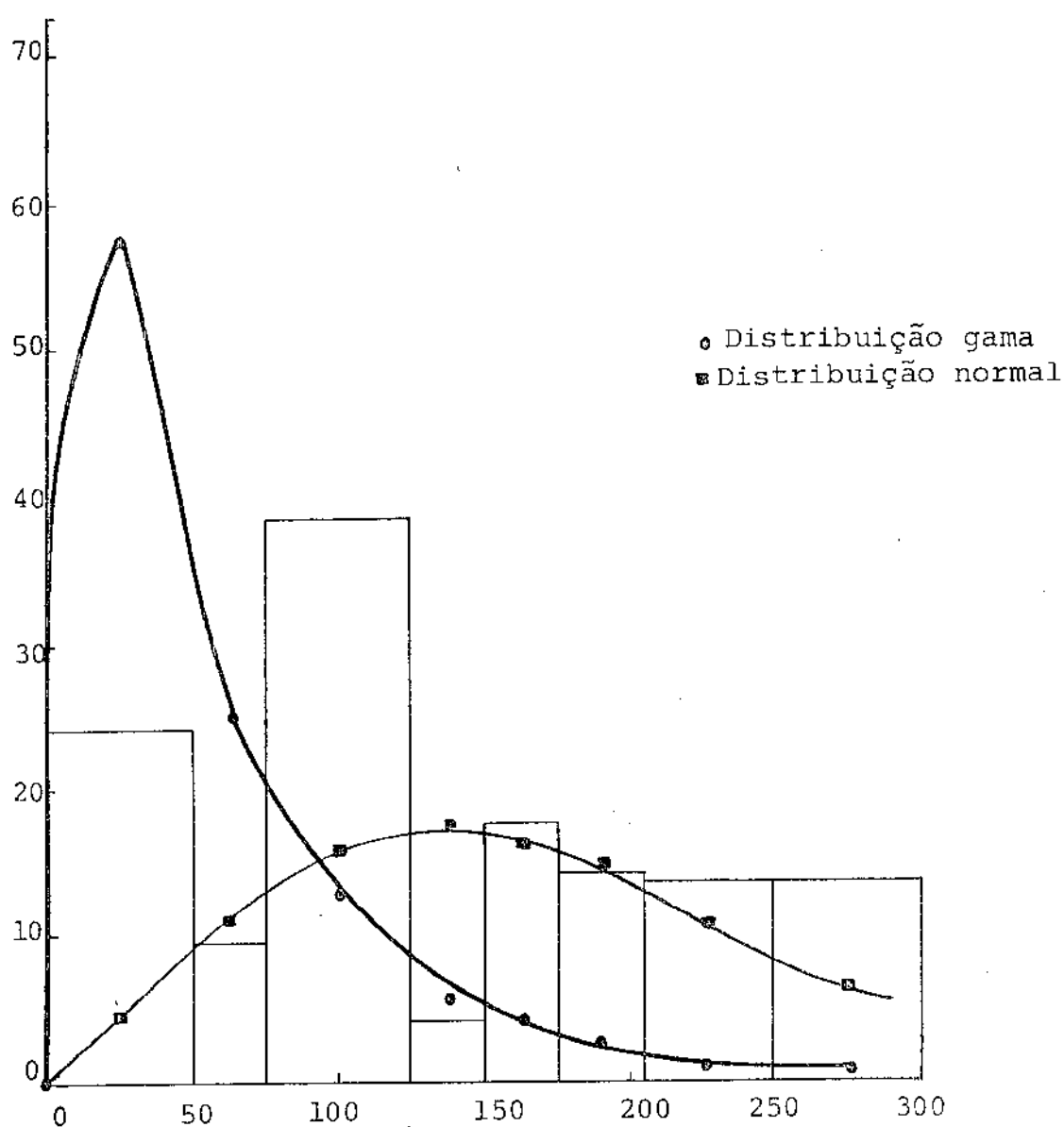


Análise granulométrica do material recolhido

FIGURA - 27 - $H_{sep} = 18.7 \text{ cm}$ - $U_o = 2 \times U_{mf}$

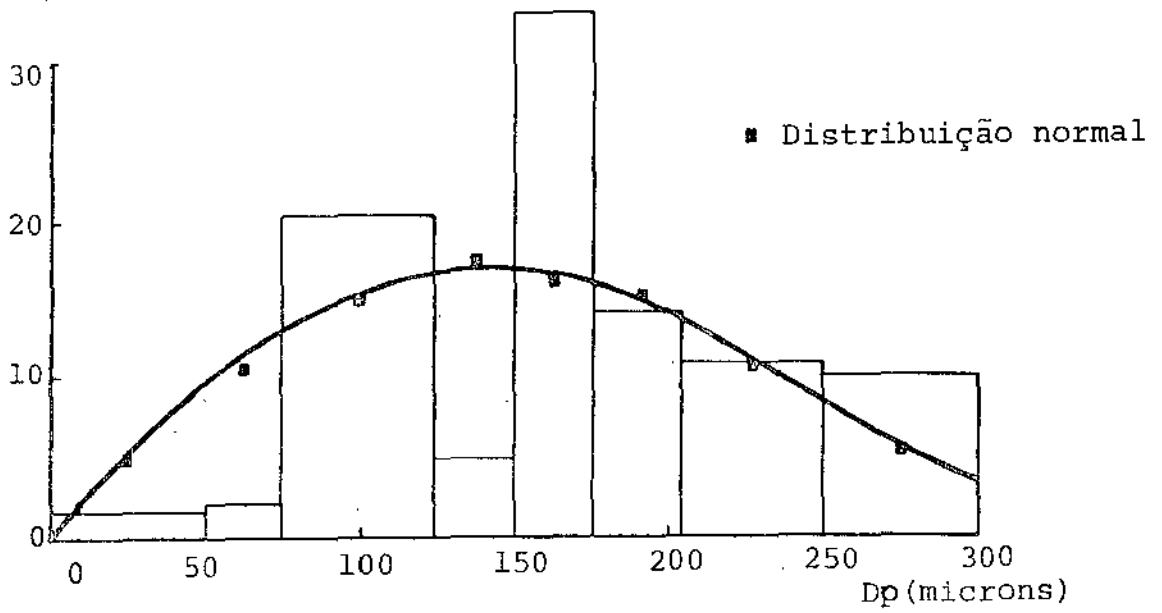


Análise granulométrica do leito

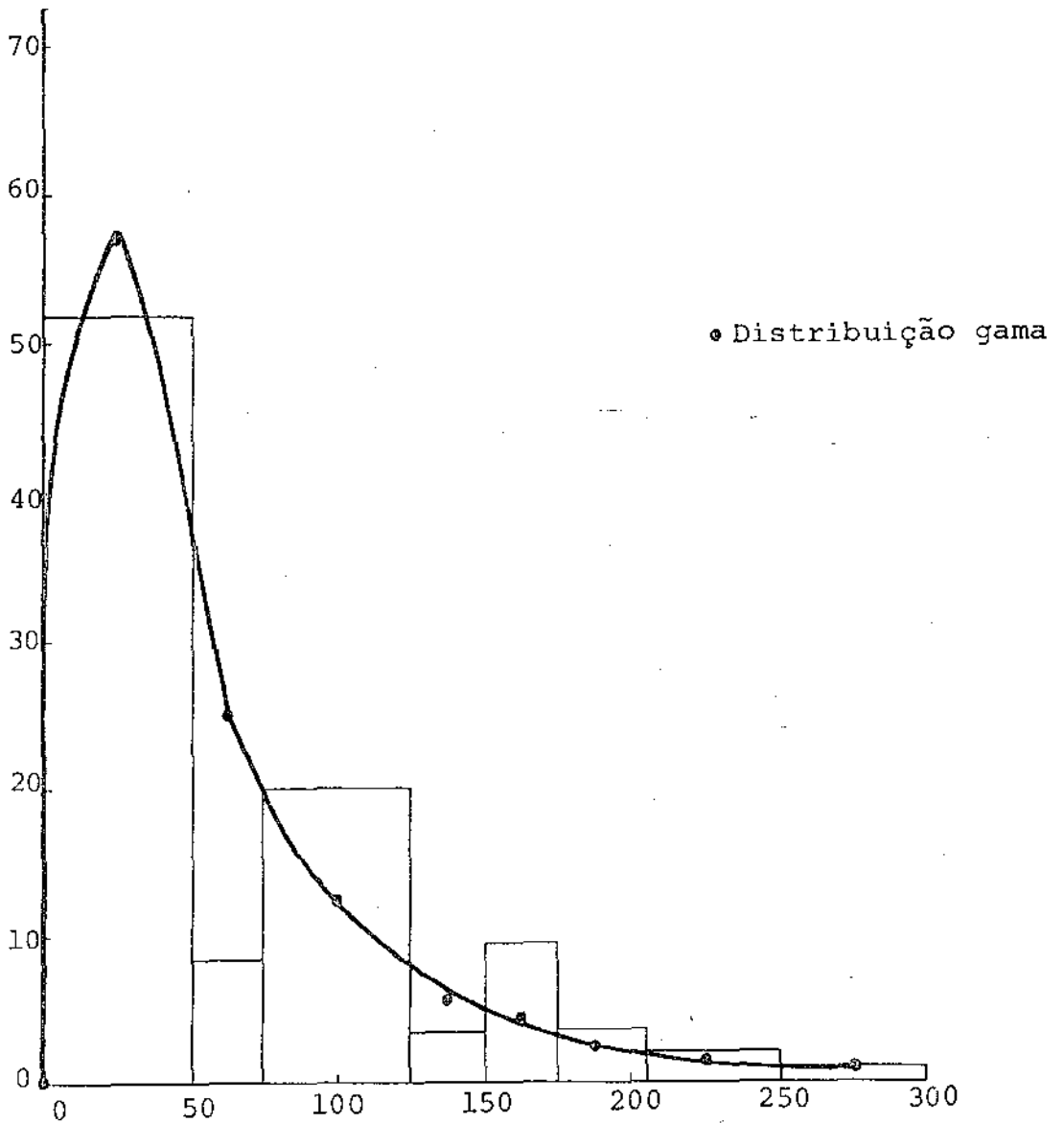


Análise granulométrica do material recolhido

FIGURA - 28 - $H_{sep} = 18.7 \text{ cm}$ - $U_o = 4 \times U_{mf}$

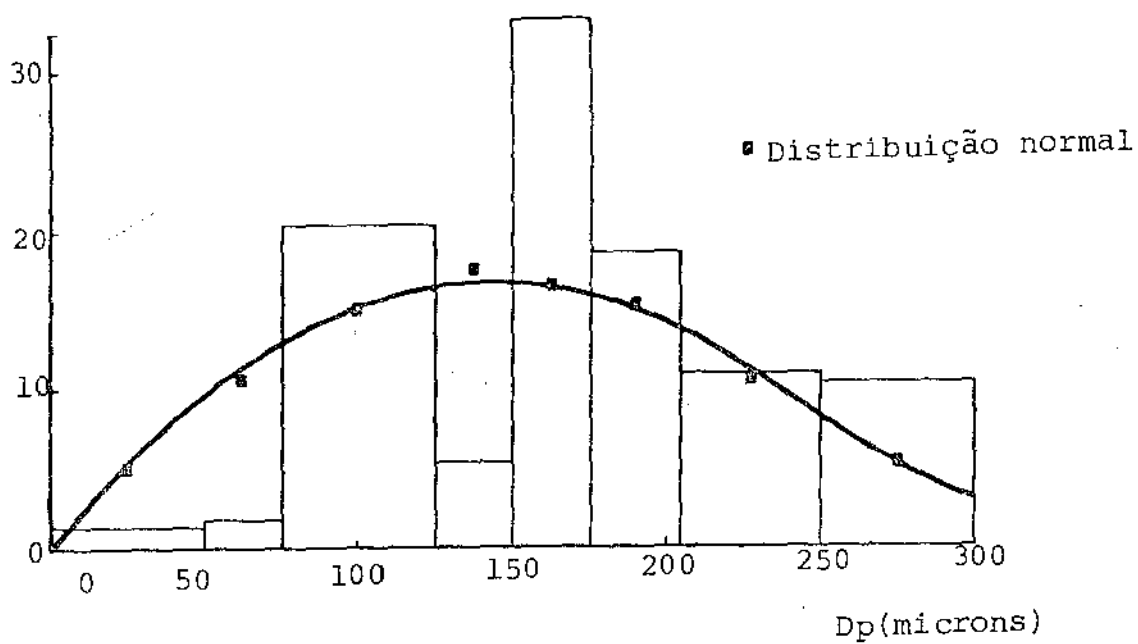


Análise granulométrica do leito

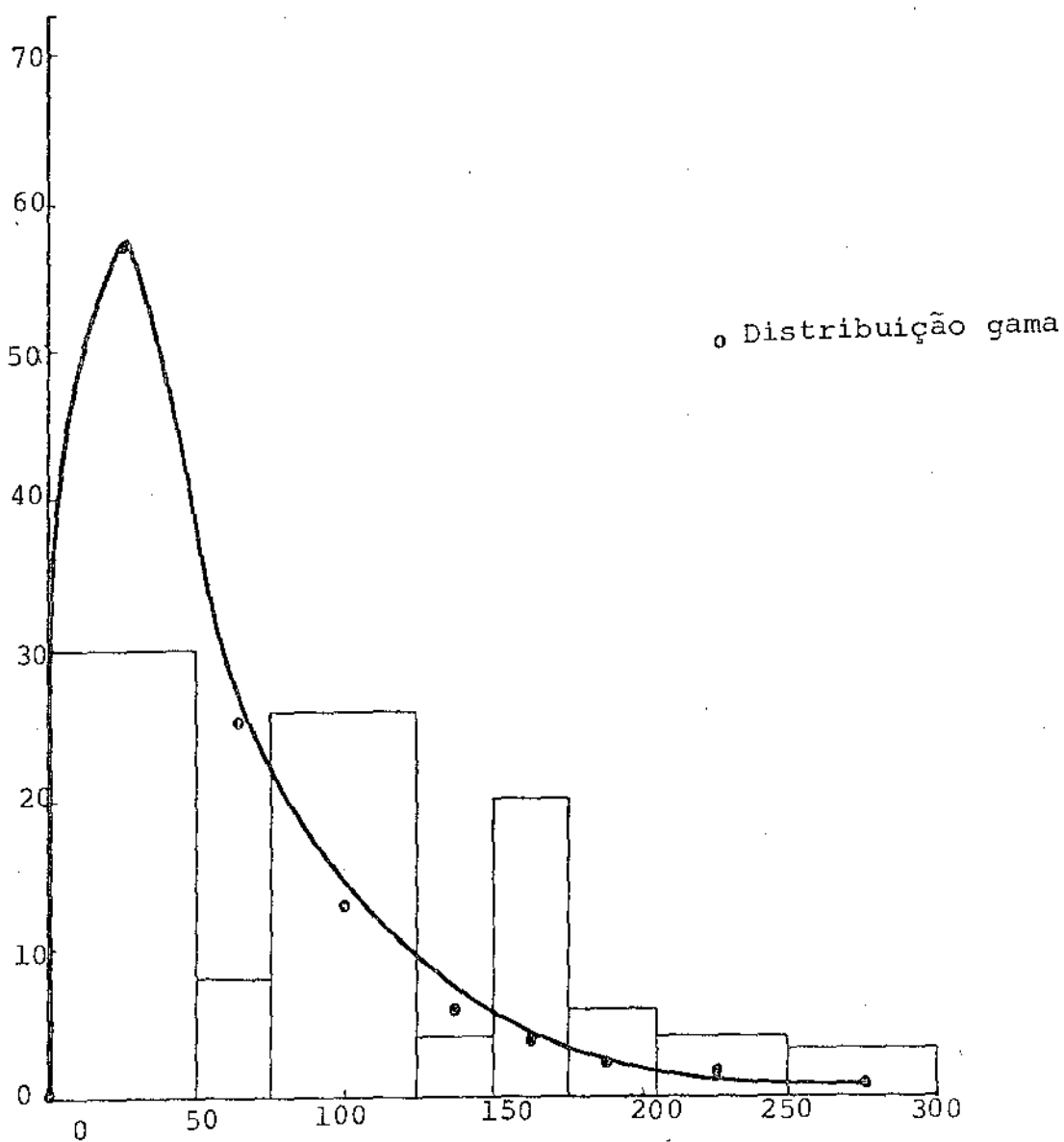


Análise granulométrica do material recolhido

FIGURA - 29 - $H_{sep} = 27.3 \text{ cm}$ - $U_o = 2 \times U_{mf}$



Análise granulométrica do leito



Análise granulométrica do material recolhido

FIGURA - 30 - Hsep = 27.3 cm - Uo=4Umf

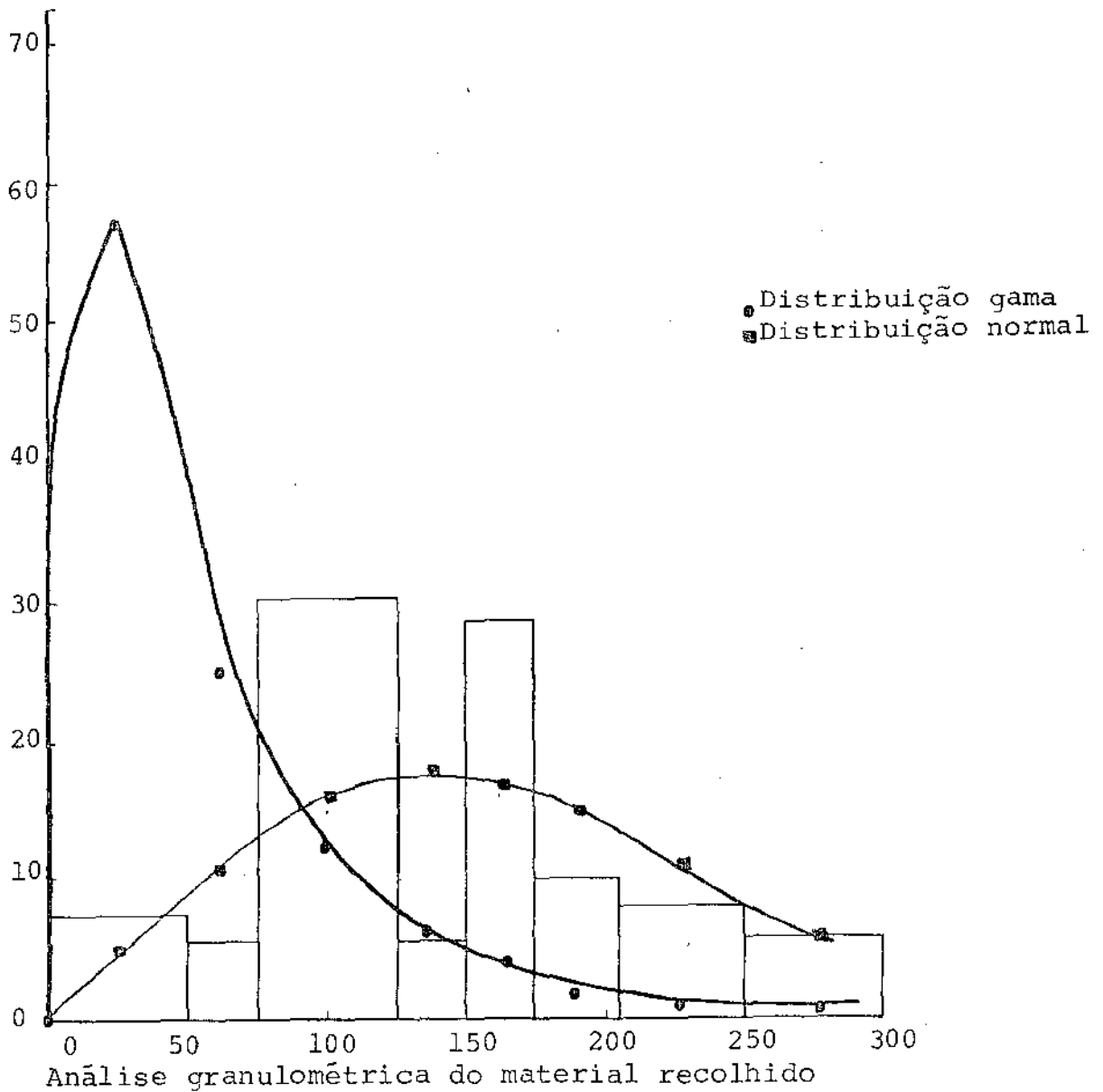
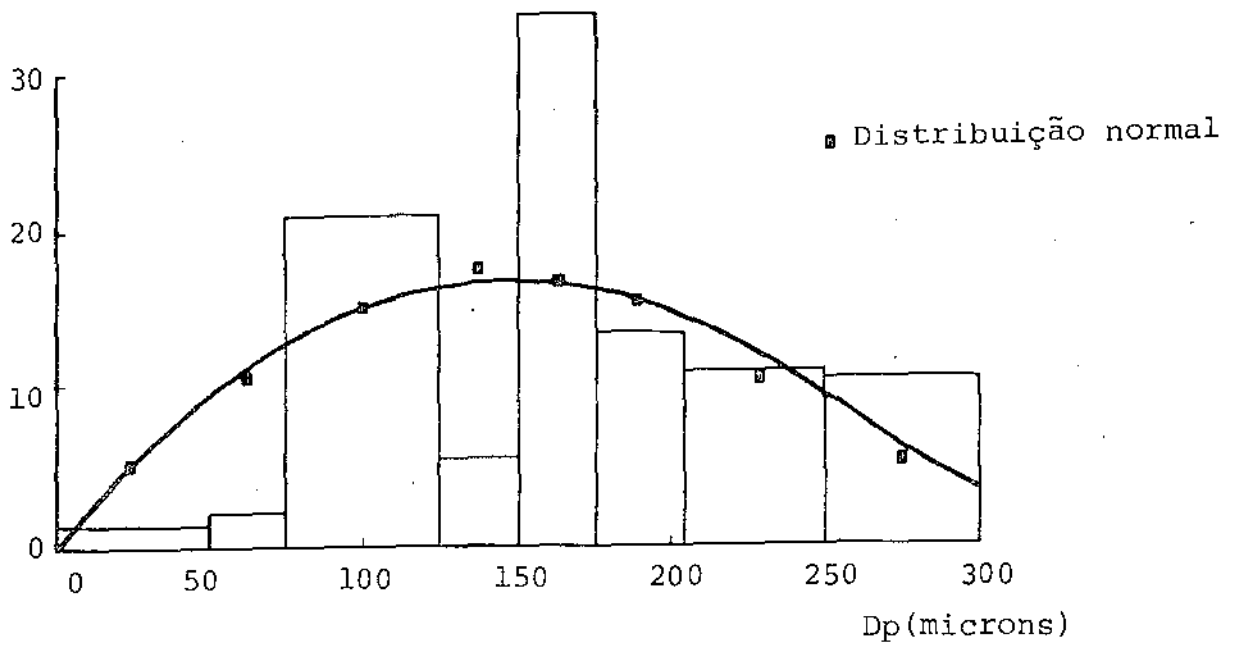


FIGURA - 31 - Hsep = 27.3 cm - Uo=6Umf

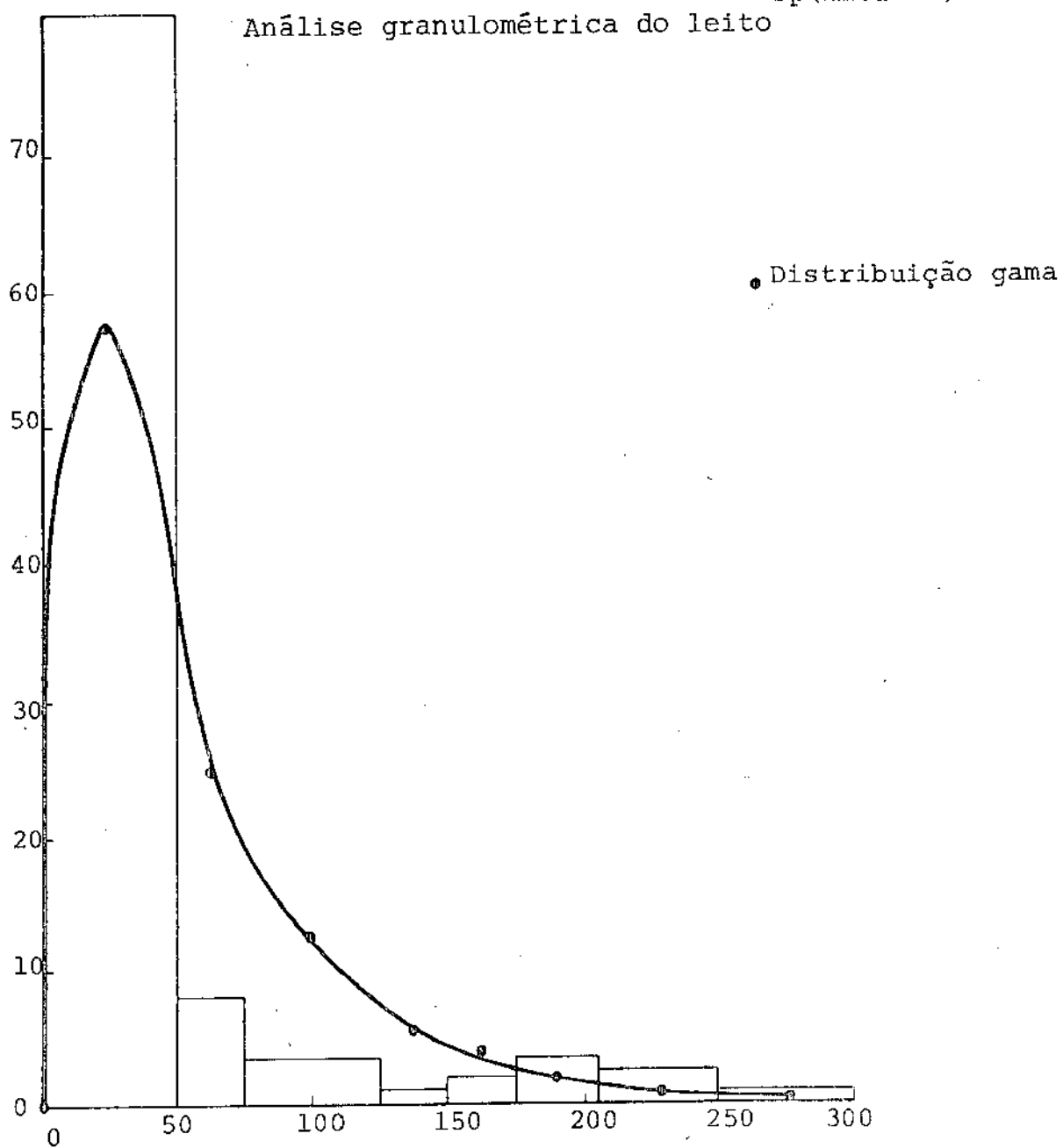
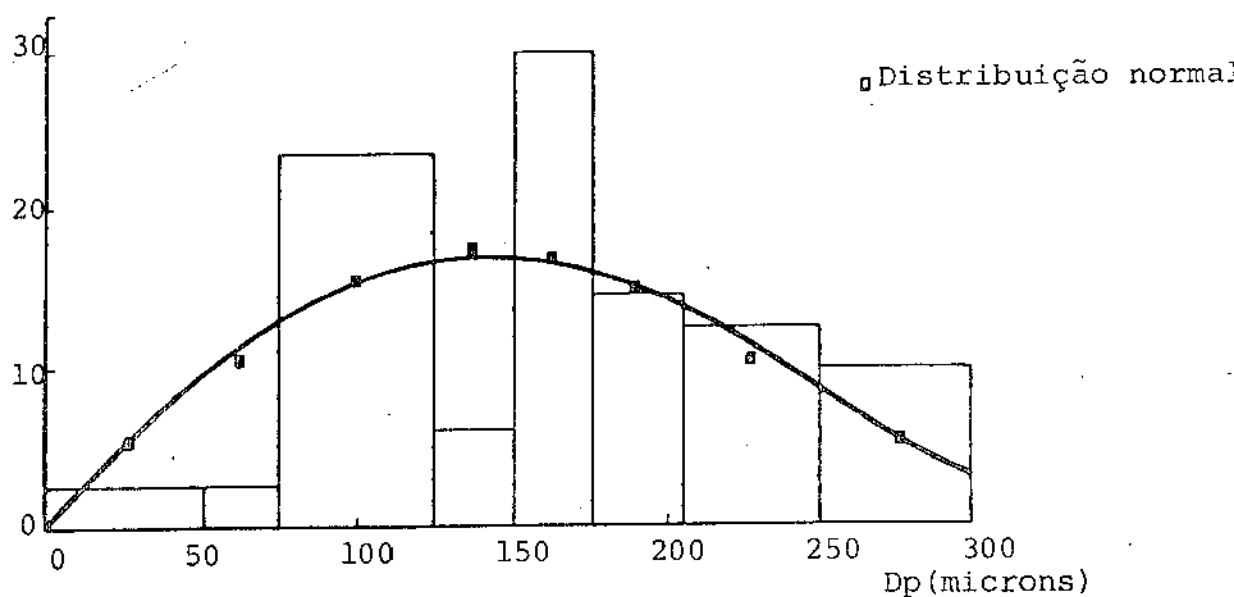
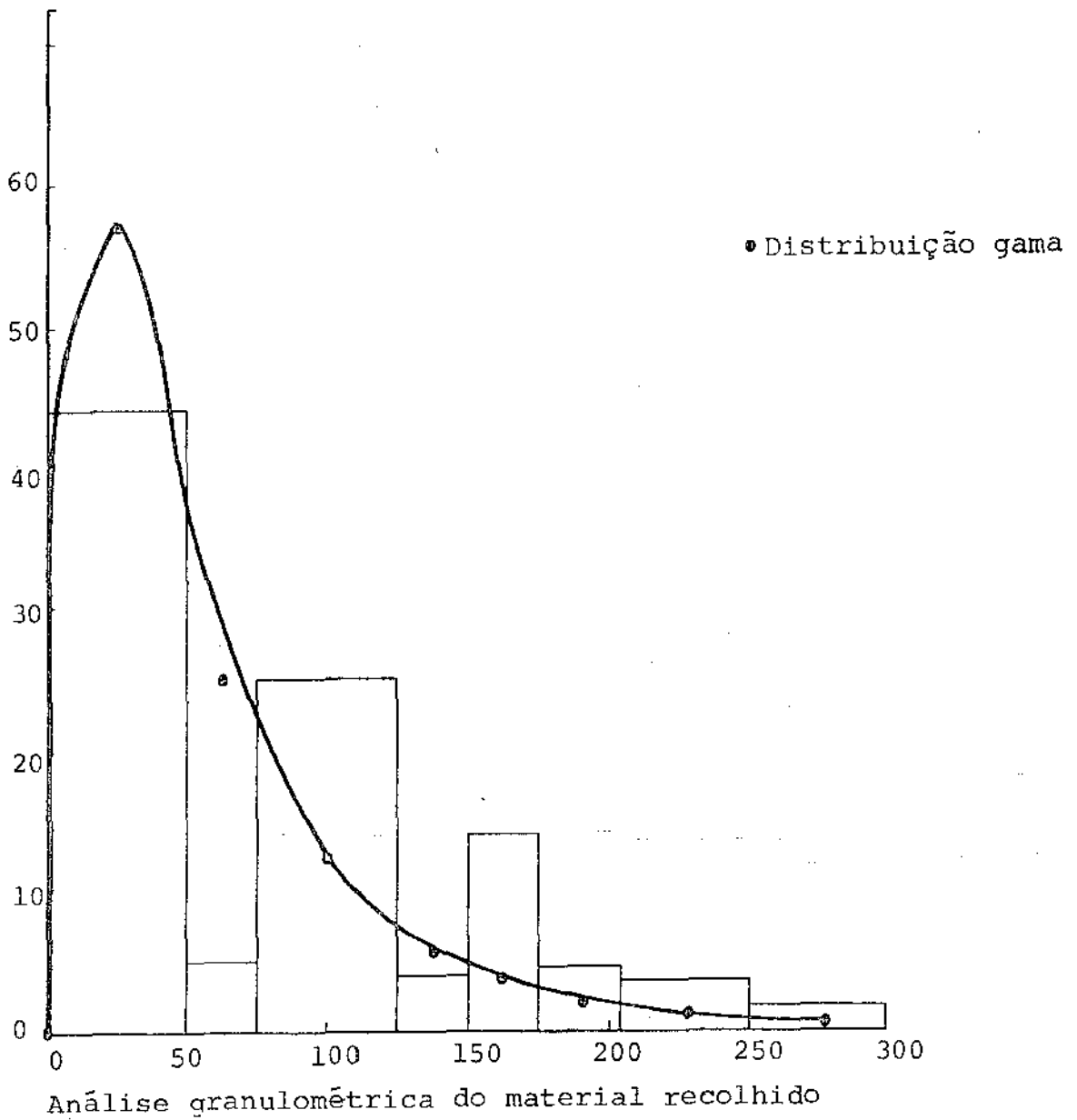
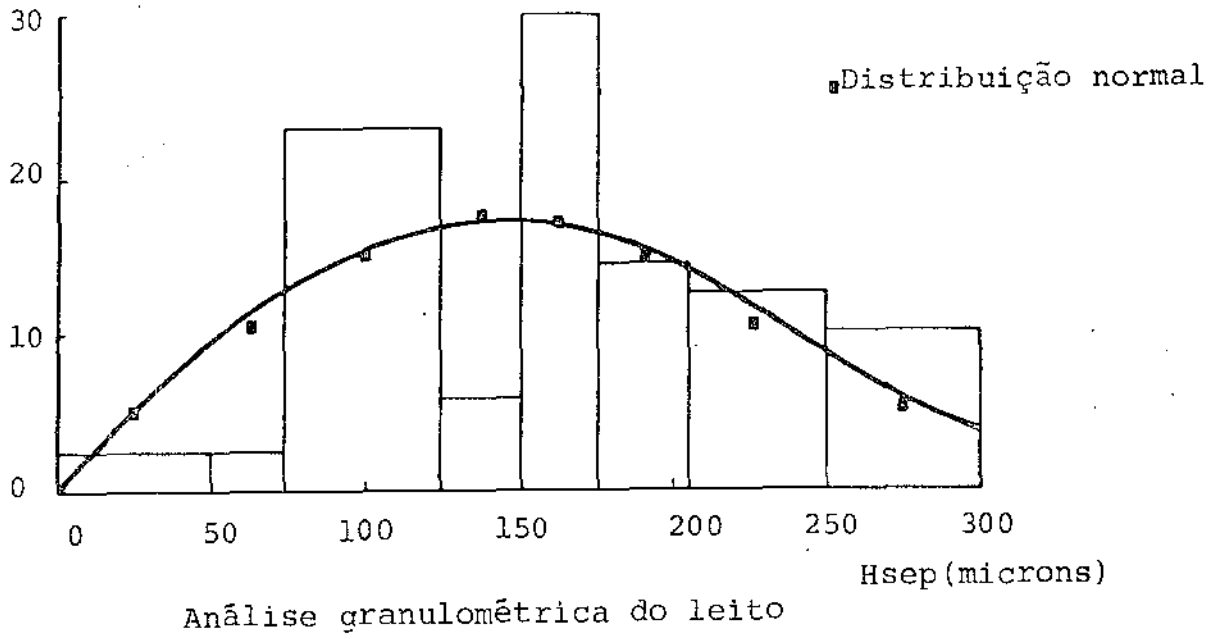


FIGURA - 32 - $H_{sep} = 36.5 \text{ cm}$ - $U_o = 2 \times U_{mf}$



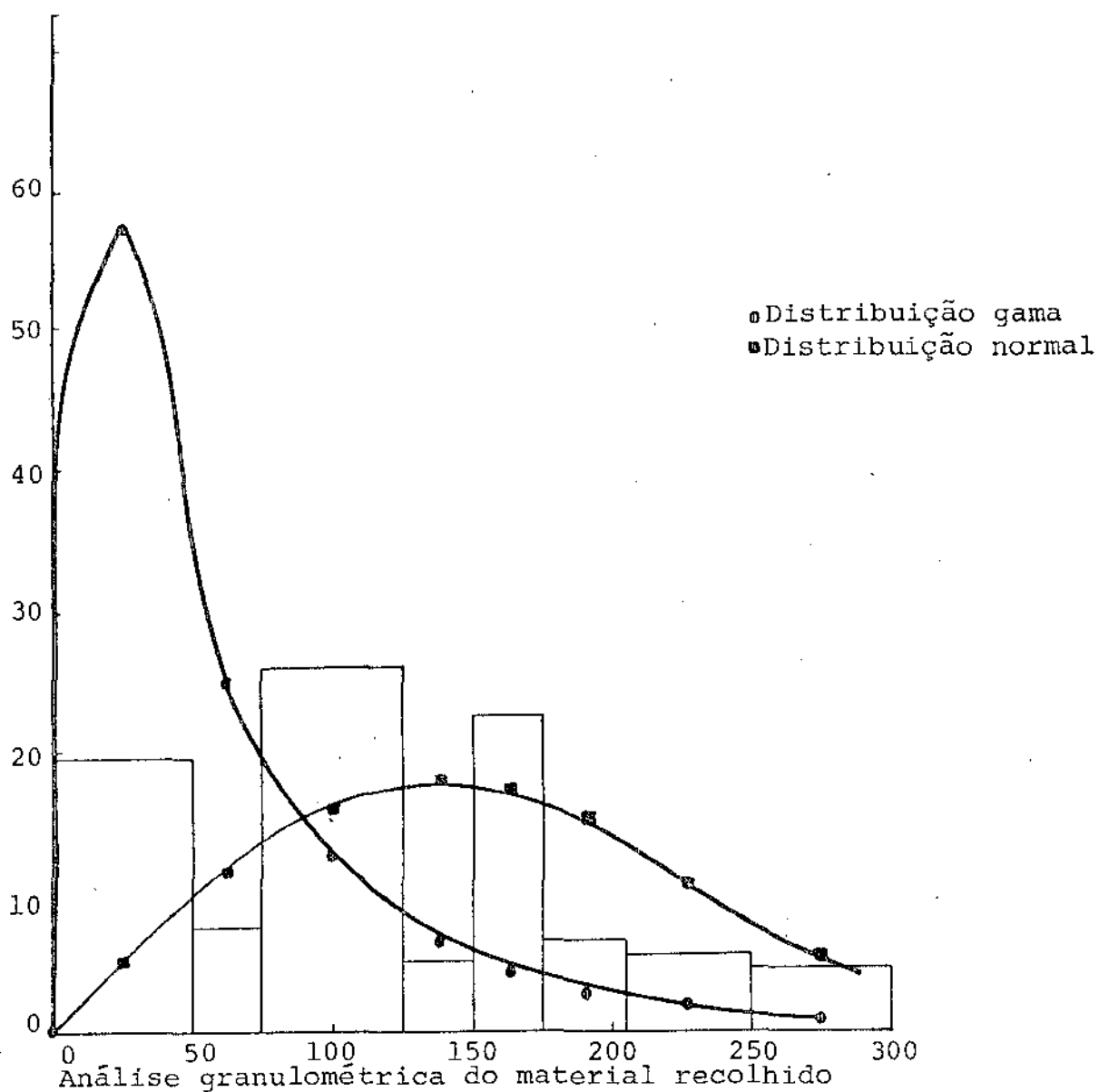
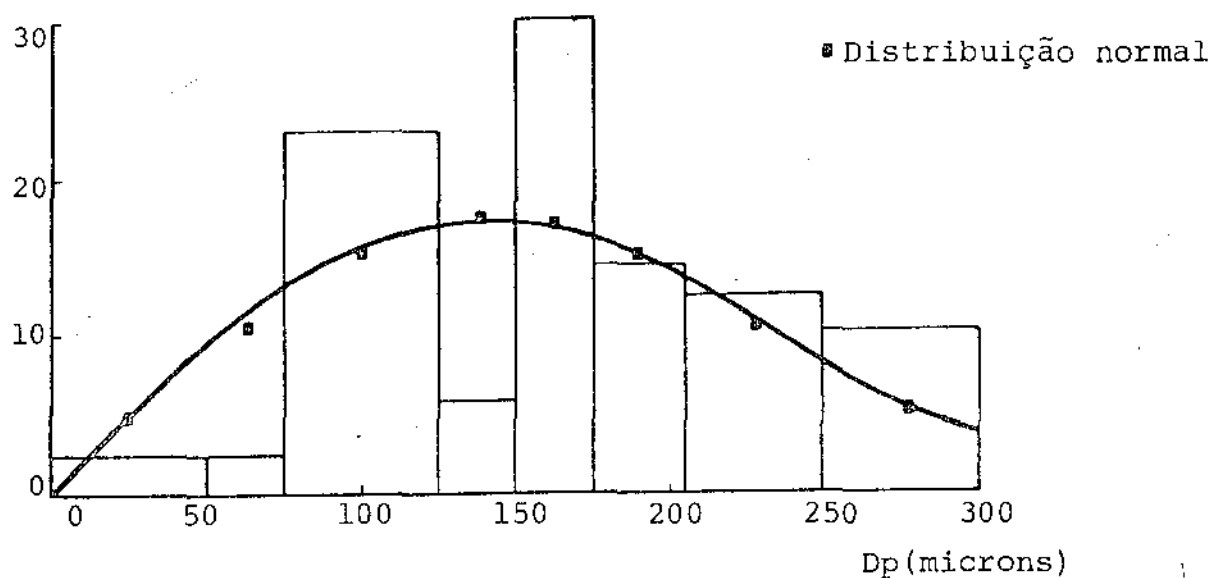


FIGURA - 34 - $H_{sep} = 36.5$ cm - $U_o = 6U_{mf}$

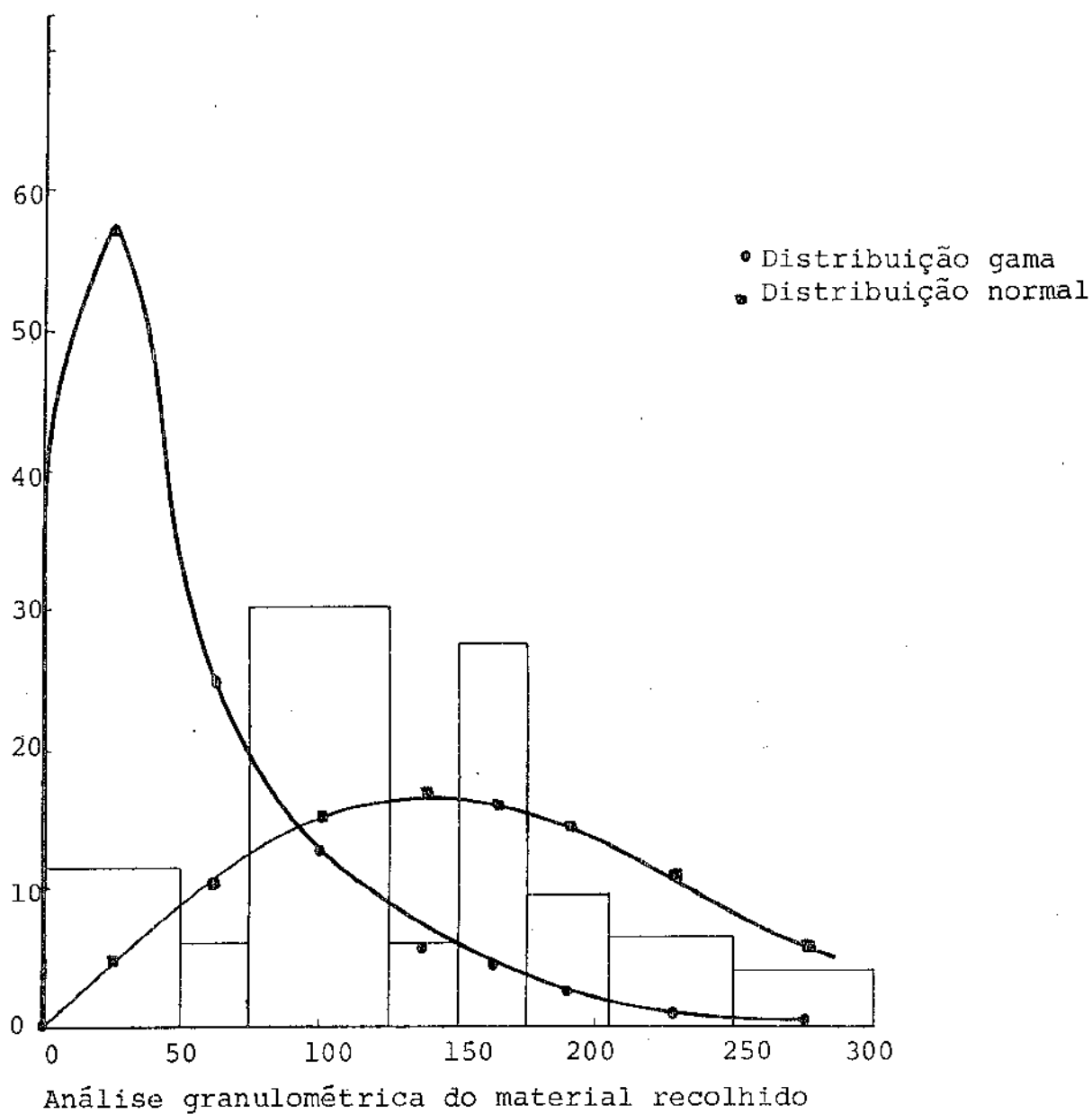
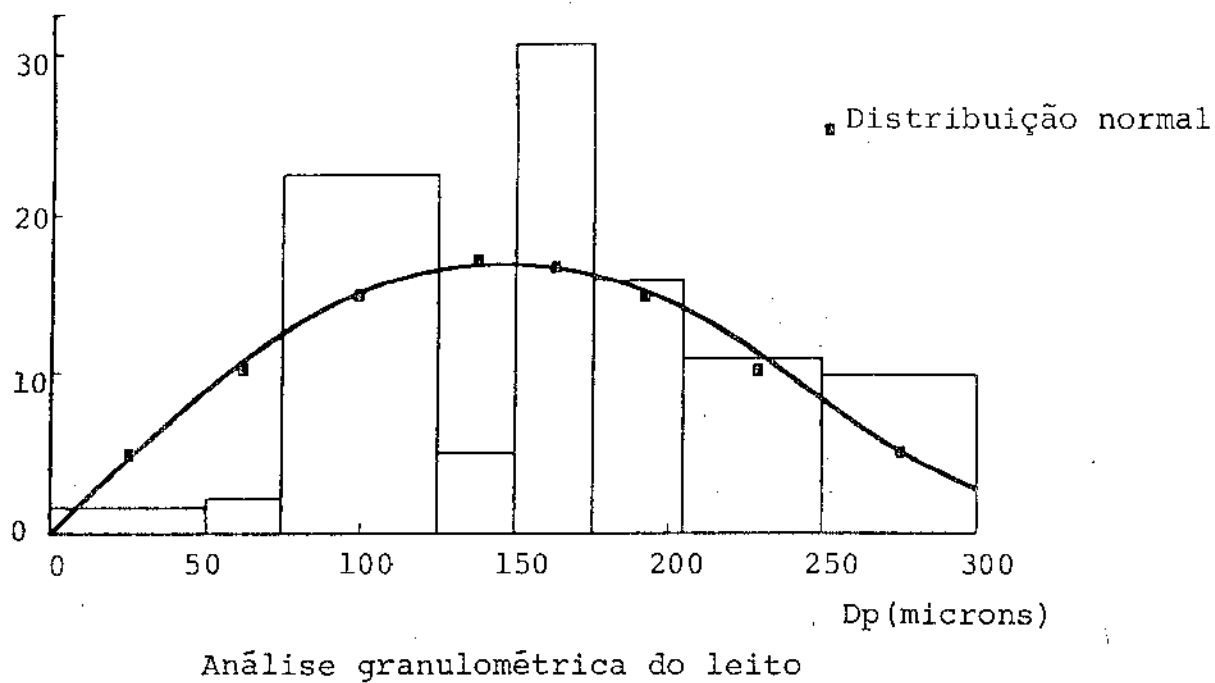


FIGURA - 35 - $H_{sep} = 45.1$ cm - $U_o = 4 \times U_{mf}$

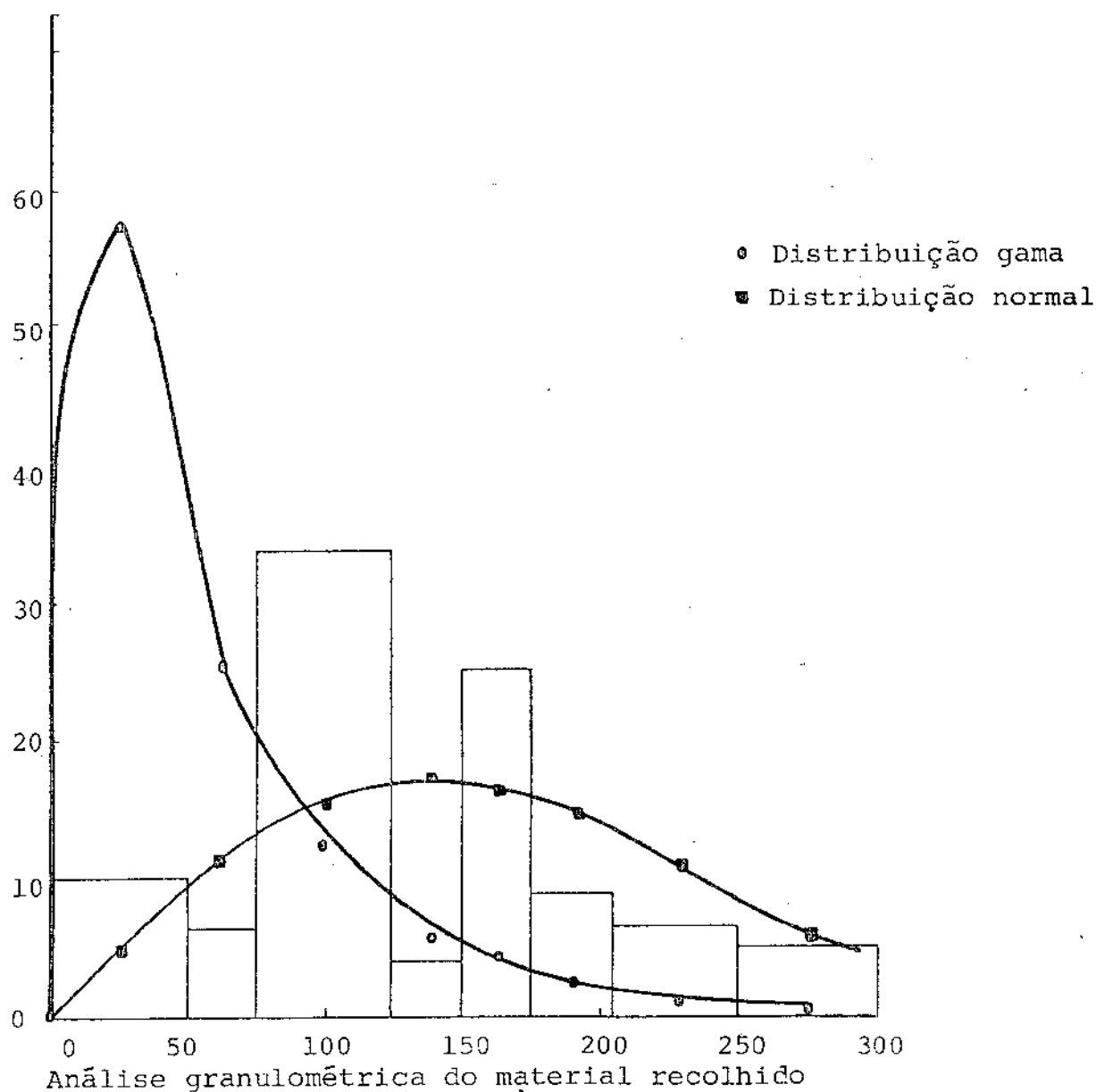
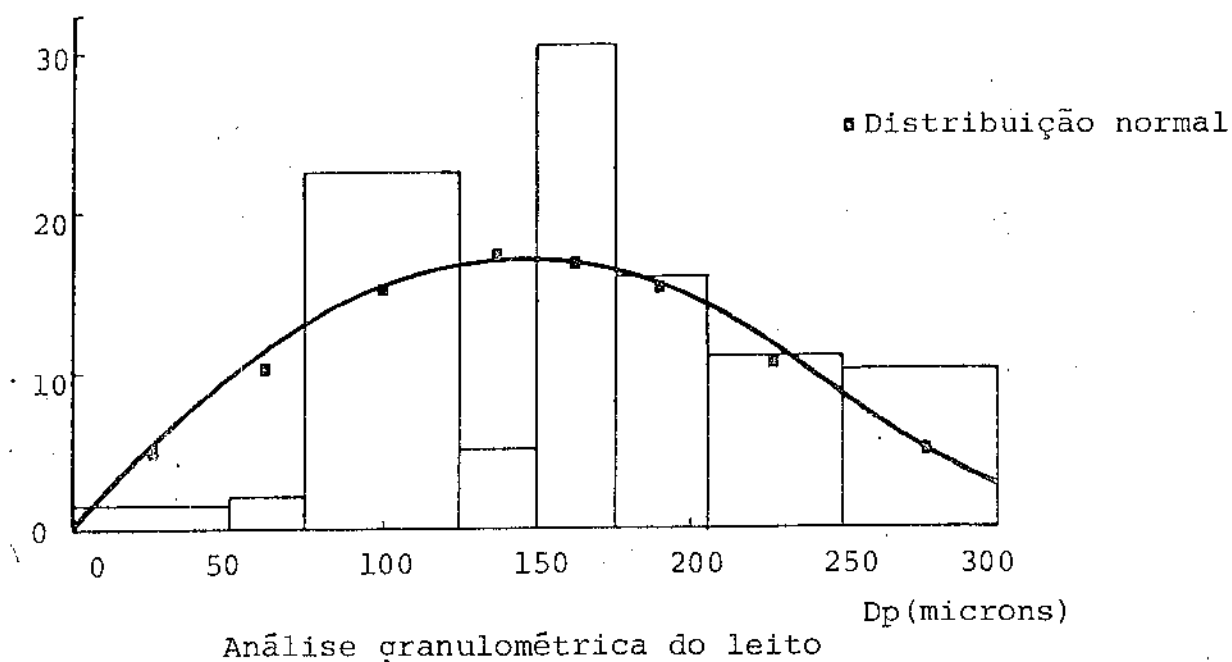
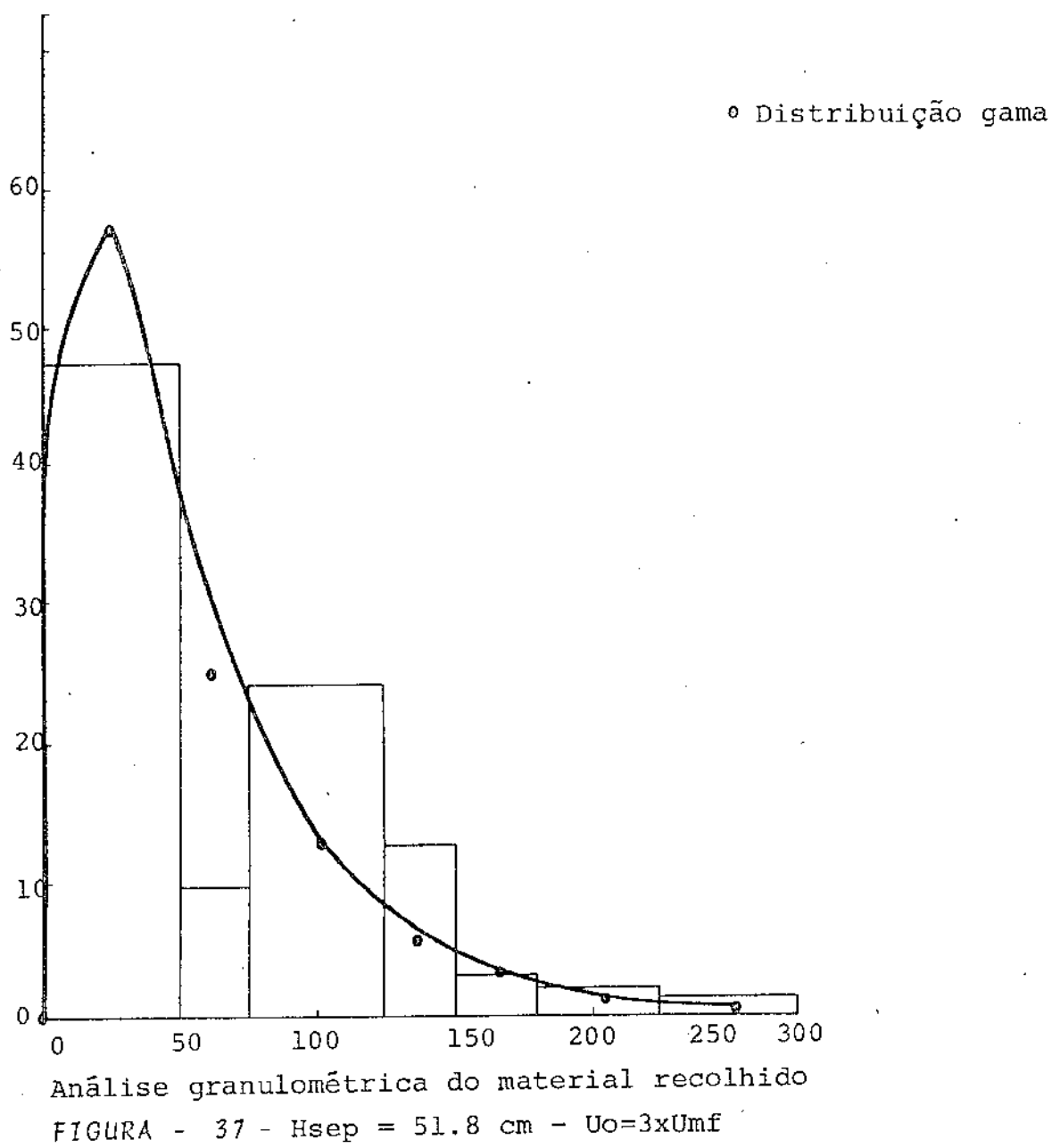
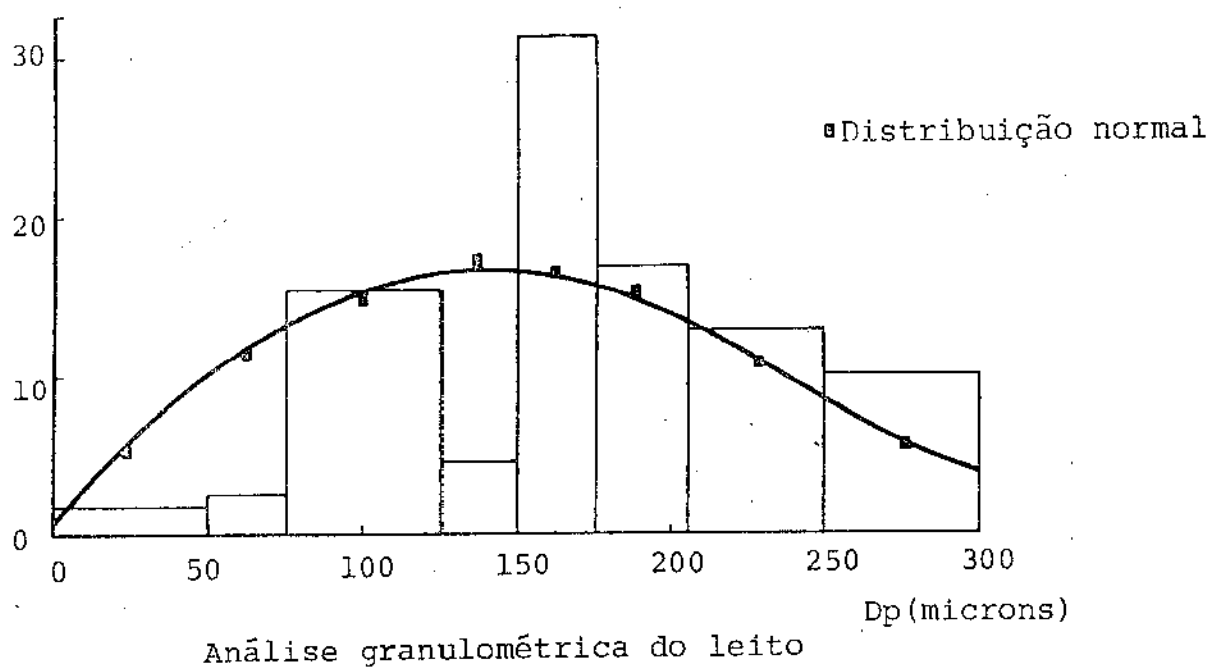
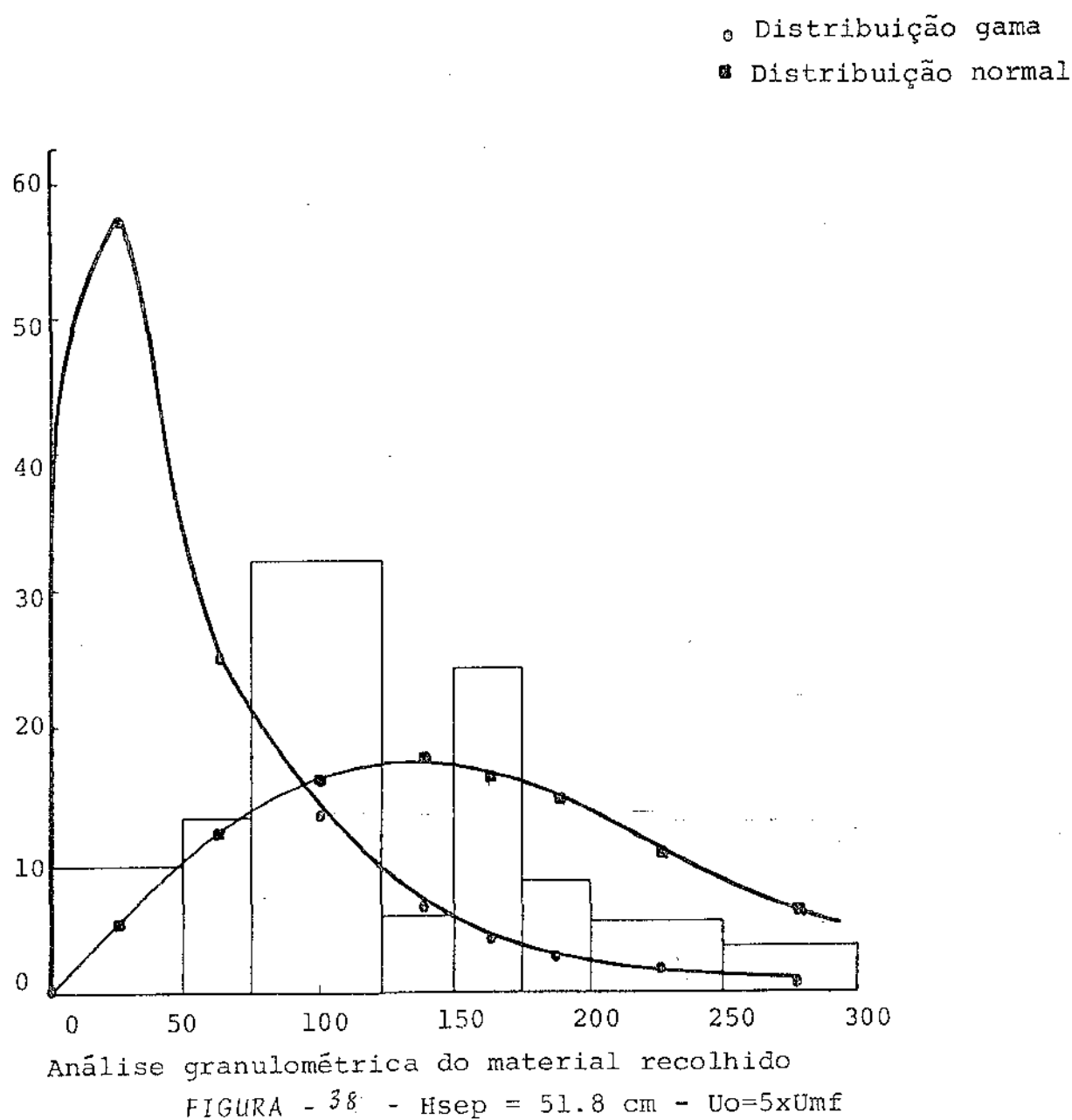
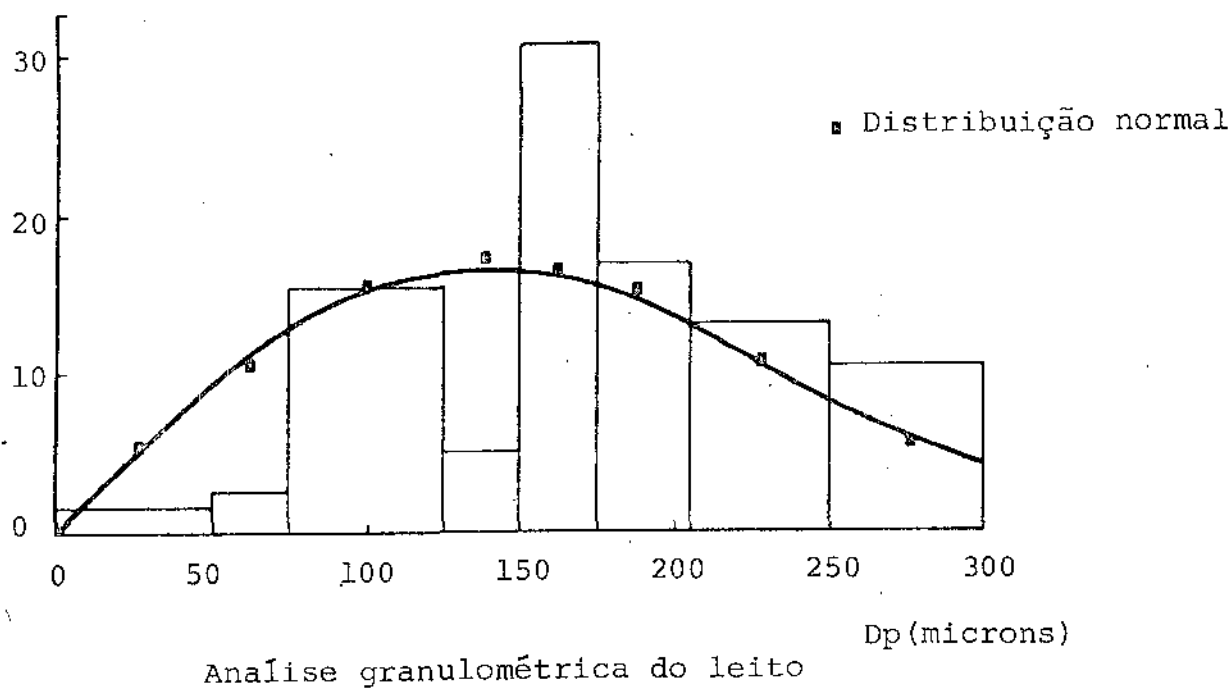
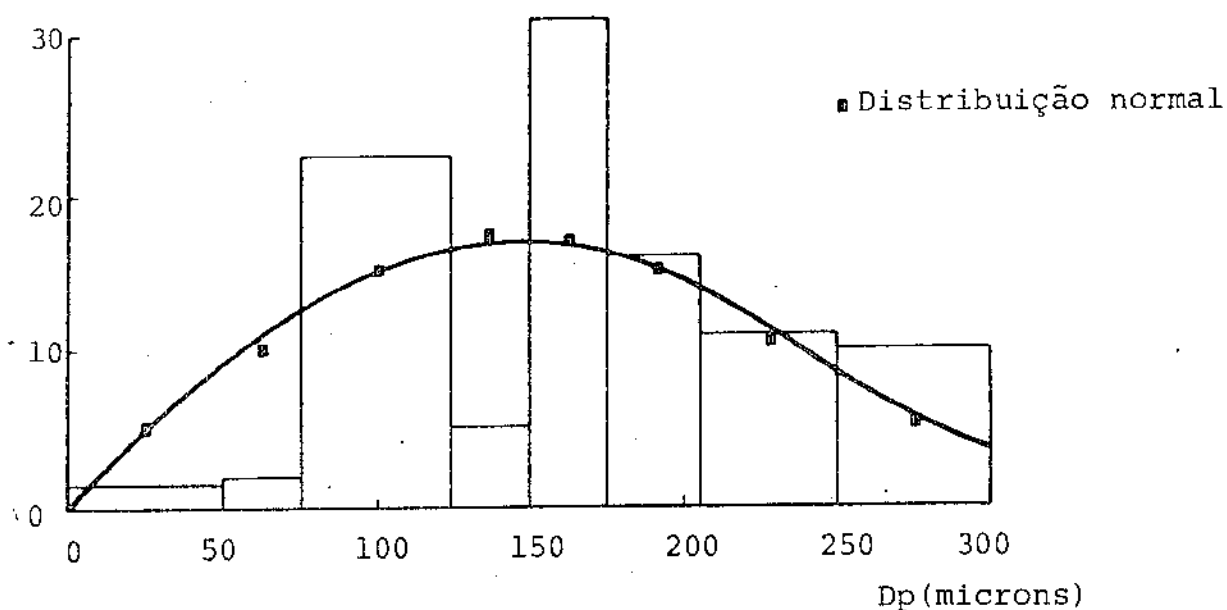


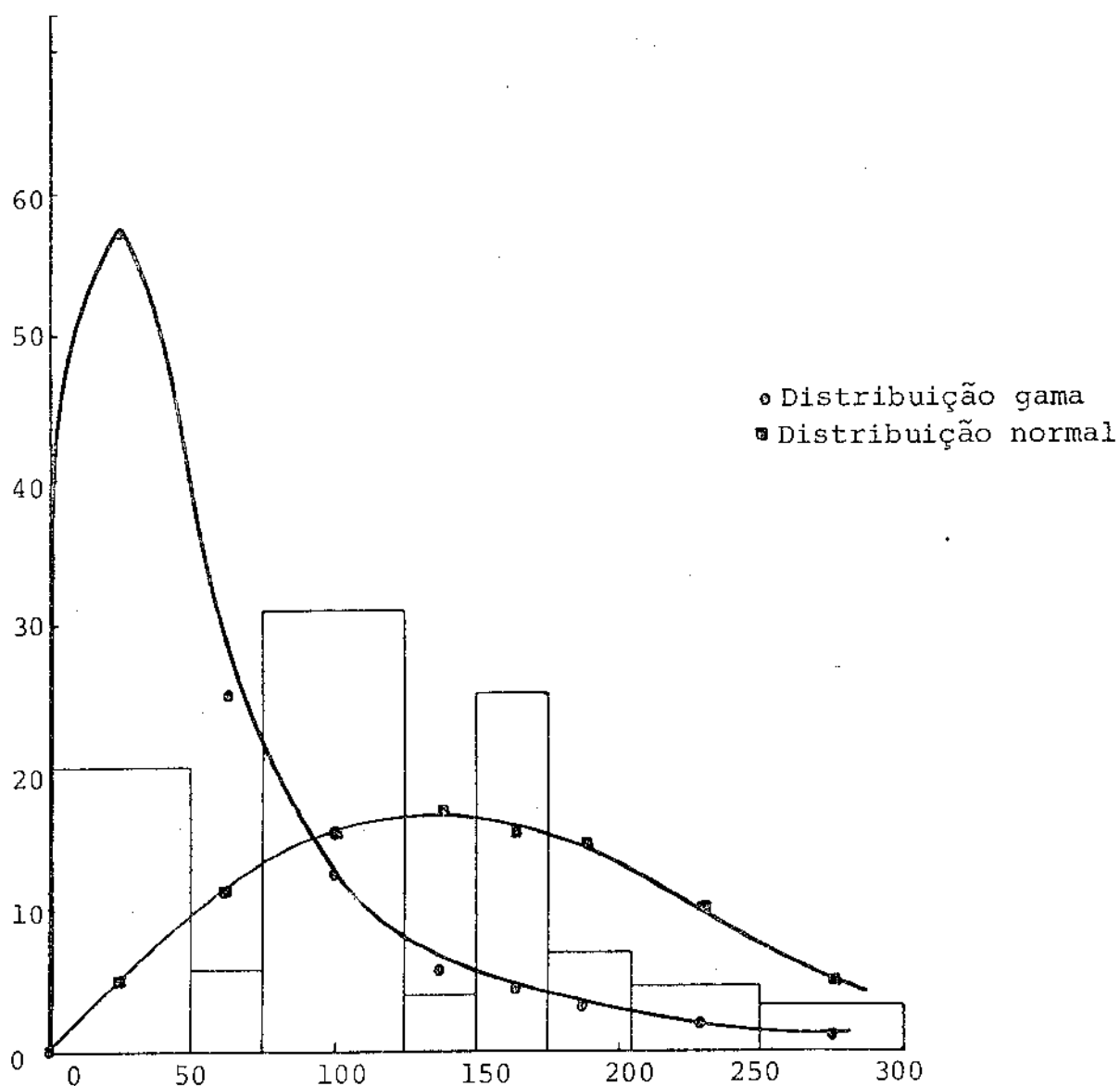
FIGURA - 36 - $H_{sep} = 45.1$ cm - $U_o = 6U_{mf}$







Análise granulométrica do leito



Análise granulométrica do material recolhido

FIGURA - 39 - $H_{sep} = 60.8 \text{ cm}$ - $U_o = 6 \times U_{mf}$

A análise dos dados experimentais relativos às partículas recolhidas nos permite afirmar que, para baixas velocidades de fluidização, estas partículas seguem uma distribuição gama truncada, e tem a seguinte expressão :

$$F = \frac{\beta^{\vartheta+1}}{\tau(\vartheta+1)} \exp^{-\beta D_p} (D_p)^{\vartheta} \quad (19)$$

$$\text{onde : } \vartheta = \frac{D_{\hat{p}}^2}{\hat{\sigma}^2} - 1 \quad \text{e } \beta = \frac{D_{\hat{p}}}{\hat{\sigma}^2}$$

$$D_{\hat{p}} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i D_{pi}}{100} \quad \hat{\sigma} = \frac{1}{n} \left[\sum_{i=1}^n (D_p - D_{\hat{p}})^2 \right]^{1/2}$$

As variáveis ϑ e β dependem de relações entre $D_{\hat{p}}$ e $\hat{\sigma}$ e estas relações são praticamente constantes, portanto os parâmetros ϑ e β terão sempre o mesmo valor independentemente do experimento. Podemos então construir a seguinte tabela indicando os valores de ϑ e β .

TABELA 10

Hsep (cm)	ϑ	β
13.7	0.28	24
18.7	0.28	28
27.3	0.27	26
36.5	0.26	25.8
45.1	0.28	24
51.8	0.27	27.5
60.8	0.30	28.2

Para cada experimento e para cada velocidade de fluidização temos valores de α e β , na tabela 10 foram listados para cada experimento valores médios de α e β . A partir destas informações construímos a tabela 11 de F em função de Dp para a distribuição gama truncada.

TABELA 11

F	Dp (mm)
0.53	0.025
0.26	0.066
0.13	0.100
0.06	0.137
0.03	0.166
0.02	0.187
0.01	0.225
0.003	0.275

Os valores de F para a distribuição normal.tabela 9 e para a distribuição gama.tabela 10, estão representados nas figuras 25 a 39. Verificamos que com o aumento da velocidade de fluidização as partículas recolhidas no topo do leito tendem a passar de uma distribuição gama para uma normal. A mudança chegará a ser total para elevadas velocidades de fluidização, como podemos ver por exemplo pelas figuras 26,31, 35 , 38. Na tabela colocada a seguir indicamos a faixa de velocidades de fluidização em que vai ocorrer esta mudança de distribuição.

TABELA 12

Experiência	Hsep(cm)	Faixa de velocidade em que ocorre a transição (cm/s)
3	13.7	12.3 - 16.4
4	18.7	12.3 - 16.4
5	27.3	12.3 - 16.4
6	36.5	12.3 - 16.4
7	45.1	12.3 - 16.4
8	51.8	12.3 - 16.4
9	60.8	12.3 - 16.4

Portanto para velocidades de fluidização de até 12.3 cm/s (o que corresponde a $U_0=3 \times U_{mf}$) e para qualquer altura de separação teremos sempre uma grande quantidade de partículas de dimensões menores que 50 μm sendo transportados, e como já vimos, principalmente por elutriação. Em outras palavras o fenômeno elutriação sempre ocorrerá para baixas velocidades de fluidização (até $U_0=3 \times U_{mf}$). Esta conclusão é contrária ao que foi estabelecido por Wen e Hashinger(10) que em seus trabalhos afirmam existir uma altura de separação crítica acima da qual a quantidade de partículas elutriadas começava a se tornar constante, isto é, se tornaria independente da

velocidade de fluidização. O conhecimento deste tipo de informação é muito importante para o dimensionamento da altura de separação pois ao examinarmos as figuras 25 a 39 notamos, que, mesmo para elevados espaços de separação teremos sempre uma quantidade de partículas transportadas, se bem que serão as de menores dimensões, e esta quantidade, por menor que seja, é muito importante ser conhecida, se desejarmos dimensionar equipamentos coletores de partículas no topo do leito, como por exemplo ciclones e filtros.

4.3.3 - CONCLUSÕES

Pelos resultados apresentados anteriormente verificamos que a distribuição de partículas transportadas obedece uma lei do tipo gama truncada. As partículas do leito verificou-se seguir aproximadamente uma distribuição normal truncada na origem. Os resultados apresentados mostram que com o aumento da velocidade de fluidização as partículas tendem a mudar de uma distribuição gama para uma normal. As partículas recolhidas seguirão uma lei de distribuição normal somente para velocidades de fluidização muito elevadas ($U_0 = 5$ a 6 vezes U_{mf}). A transição distribuição gama - distribuição normal ocorre numa faixa de velocidade de fluidização entre 12.3 e 16.4 cm/s (3 a $4 \times U_{mf}$).

Também vimos que o transporte por elutriação sempre ocorrerá para baixas velocidades de fluidização e que independentemente da altura de separação teremos sempre uma quantidade de material transportado como diâmetros de partículas menores que $50 \mu\text{m}$.

4.4 - O EFEITO DE FORMAÇÃO DE BOLHAS SOBRE O TRANSPORTE DE PARTÍCULAS

4.4.1 - INTRODUÇÃO

Como já dissemos anteriormente uma bolha ao explodir na superfície de um leito fluidizado certamente que projetará partículas na região de separação e se estas partículas atingirem a região de saída da coluna serão transportadas. A velocidades de fluidização muito elevadas ocorre um borbulhamento intenso e as partículas serão arremessadas violentamente na região de separação. Na presente seção determinaremos a altura a que o material é projetado quando da explosão de uma única bolha na superfície do leito e quando duas bolhas separadas entre si de 1 diâmetro ou de 2 diâmetros explodem na superfície, e comparar estes resultados com as observações experimentais .

4.4.2 - A PROJEÇÃO DE PARTÍCULAS NO ESPAÇO DE SEPARAÇÃO

Chen e Saxena (9) em 1978 estudaram o transporte de partículas por elutriação em função da quantidade de material projetado na região de separação quando ocorre a explosão de uma única bolha na superfície do leito.

A quantidade de material sólido projetado foi calculado partindo-se da hipótese que o movimento relativo entre a superfície do leito e as bolhas é descrita pela teoria do escoamento potencial , e que os sólidos projetados no espaço de separação estão contidas no "inchaço" formado quando as bolhas de gás se aproximam da superfície do leito. A figura 40 colocada a seguir ilustra a formação do "inchaço" na

superfície do leito.

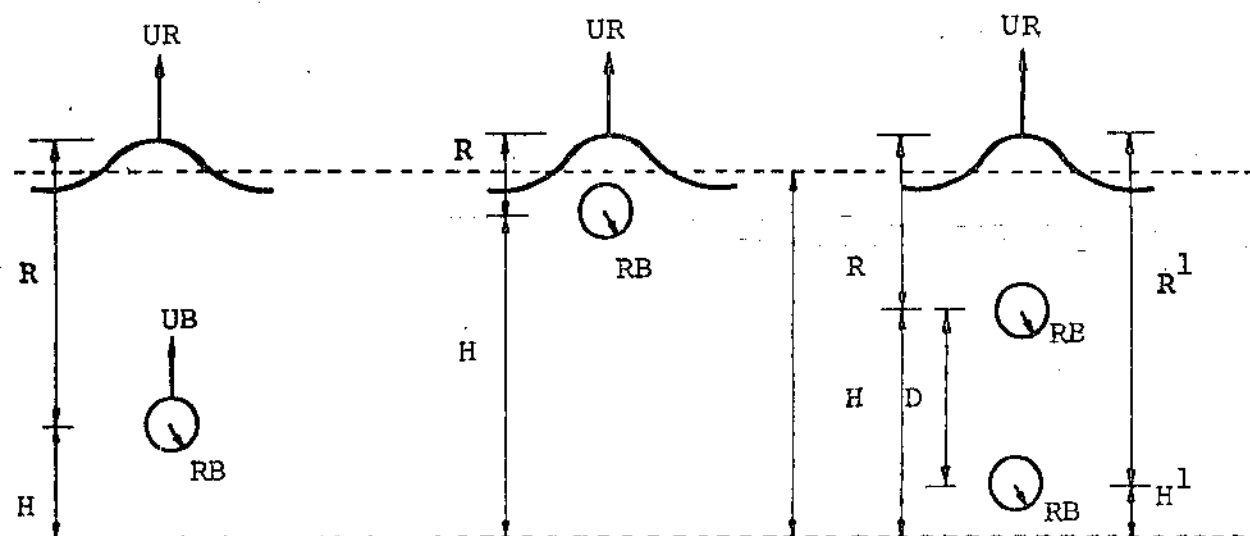
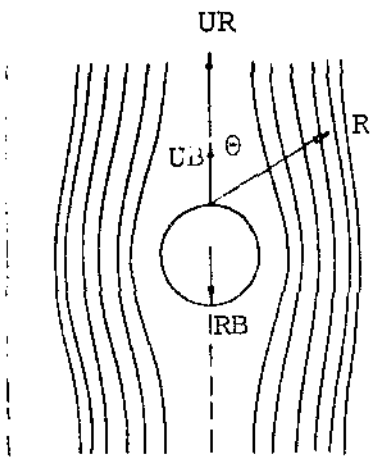


FIGURA - 40

O cálculo da formação e movimento do inchaço quando na superfície do leito pela aproximação de uma bolha ascendendo no leito pode ser realizado através das equações do movimento potencial ao longo de uma esfera em meio infinito.

A função "velocidade potencial" ϕ para o caso de um leito fluidizado tri-dimensional é dada pela expressão :

$$\phi = UB \left(R + \frac{RB^3}{2R^2} \right) \cos \theta \quad (20)$$



Como indicado em Davidson e Harrison (17) pag 67 e 128, a função corrente (Ψ) tem a seguinte forma:

$$\Psi = UB \left(1 - \frac{RB^3}{R^3} \right) R^2 \frac{\sin^2 \theta}{2} \quad (21)$$

Com a limitação que a bolha deva ter uma forma esférica.

FIGURA - 41

As expressões (20) e (21) devem satisfazer as seguintes condições de contorno :

C-C-1) Velocidade uniforme UB no infinito (em $R \rightarrow \infty$)

$$\begin{aligned} R \rightarrow \infty, \phi &= UB R \cos \theta & \frac{\partial \phi}{\partial R} &= UB \\ & & e & \\ \Psi &= - UB R \sin^2 \theta & \frac{\partial \Psi}{\partial R} &= - UB \end{aligned}$$

$$C-C-2) \quad \text{em } R = R_B, \quad \frac{\partial \phi}{\partial R} = 0$$

No caso em que estamos trabalhando, $\theta = 0$, assim a expressão(20) se torna :

$$\phi = UB \left(R + \frac{R_B^3}{2R^2} \right) \quad (22)$$

A fim de se determinar a expressão da função potencial para o escoamento ao longo de uma esfera para um meio infinito, devemos adicionar a expressão (22) o termo $UB R \cos \theta$ (função velocidade potencial que corresponde a um valor uniforme UB), e assim temos :

$$\phi = UB \frac{R_B^3}{2R^2} \cos \theta \quad (23)$$

Sabemos que :

$$UR = \frac{\partial \phi}{\partial R} \quad (24)$$

E portanto:

$$UR = UB \frac{R_B^3}{R^3} \quad (25)$$

Analizando-se, então a Figura 40, vemos que:

$$\frac{dR}{dt} = UR - UB \quad e \quad (26)$$

$$\frac{dH}{dt} = UB$$

então :

$$\frac{dR}{dt} \cdot \frac{dt}{dH} = \frac{UR - UB}{UB} \quad (27)$$

$$\frac{dR}{dH} = \frac{UR - UB}{UB} \quad (28)$$

Nestas condições pela teoria do escoamento potencial ao longo de uma esfera em um meio infinito, o topo do "inchaço" se moverá com uma velocidade UR dada por :

$$UR = UB \left(\frac{RB}{R} \right)^3 \quad (29)$$

de (29) em (28) teremos :

$$\frac{dR}{dH} = \frac{UB \left(\frac{RB}{R} \right)^3 - UB}{UB}$$

$$\frac{dR}{dH} = \left(\frac{RB}{R} \right)^3 - 1 \quad (30)$$

Sabemos que as bolhas coalescem e crescem à medida em que se aproximam da superfície do leito, e existindo várias correlações que procuram relacionar RB com H para leitos fluidizados com borbulhamento uniforme. Para o cálculo de RB iremos utilizar as equações de Werther (15) e de Geldart (16). Werther (15) propôs uma expressão para o cálculo do tamanho da bolha que leva em conta a influência do tipo do distribui

dor no desenvolvimento da bolha. O diâmetro da bolha pode ser calculado pela seguinte expressão :

$$dB = 0.853 \left[1 + 0.272 (U_o - U_{mf}) \right]^{1/3} \quad (31)$$

$$\left[1 + 0.0684 (H + H' - H_o) \right]^{1.21}$$

A quantidade H_o é definida como sendo a distância acima do distribuidor em que a bolha é formada a qual pode ser calculada por uma expressão proposta por Zenz (8) :

$$H_o = 30.2 \ln (U_o \sqrt{\rho_g}) - 90.3 \quad (32)$$

O valor de H' baseia-se no cálculo do diâmetro da esfera com volume igual ao volume médio de uma bolha local (dv) e do valor inicial do diâmetro da bolha (dv,o), e é definido como sendo uma altura equivalente para $dv = dv,o$ sendo calculado pela seguinte expressão :

$$U_o^{0.4} = 0.283 \left[1 + 0.272 (U_o - U_{mf}) \right]^{1/3} \quad (33)$$

$$\left[1 + 0.0684 H' \right]^{1.21}$$

A expressão desenvolvida por Werther (15) só pode ser aplicada para leitos com borbulhamento livre com concentração de bolhas suficientemente alta, isto é $U_o - U_{mf} > 5$ cm/s.

Geldart (16) em 1972 propos uma expressão para o cálculo do diâmetro da bolha baseada também no tipo de distribuidor, da distância em que a bolha se forma acima do prato de distribuição e de $(U_o - U_{mf})$.

$$D_b = 1.43 \left(\frac{U_o - U_{mf}}{N} \right) \frac{1}{g^{0.2}} + 0.027 H (U_o - U_{mf})^{0.94} \quad (34)$$

onde N é o número de orifícios do distribuidor por unidade de área.

Substituindo-se as expressões 31 e 34 em 30 teremos duas equações diferenciais que nos dão a variação de R com H , uma utilizando-se a correlação de Werther (15) e a outra utilizando a de Geldart (16) para o cálculo do raio da bolha. Esta expressão não pode ser resolvida analiticamente, entretanto podemos resolvê-la por métodos numéricos relativamente simples, como o de integração de Runge-Kutta, com a seguinte condição de contorno :

$$\text{Em } H = 0, \quad R = H_{mf}$$

Esta condição de contorno implica que a superfície do leito vai começar a apresentar "inchaços" assim que a bolha é formada no distribuidor do gás. O efeito da explosão de bolhas na superfície do leito pode ser evidenciado pelas figuras de 42 a 48 onde são indicados os valores da altura alcançada (H teórico) quando da explosão de uma única bolha na superfície do leito e de duas bolhas separadas entre si de um

diâmetro e dois diâmetros. Indicamos também a altura experimental observada (H_{exp}) quando ocorre a explosão de bolhas na superfície do leito. Utilizamos as duas correlações, a de Werther (15) e Geldart (16) para o cálculo do tamanho da bolha. Para o cálculo da altura teórica alcançada no leito quando da explosão de mais de uma bolha na superfície do leito utilizamos a equação (30) e mais as seguintes condições :

$$R' = R + X DB \quad (35)$$

$$H' = H - X DB \quad (36)$$

onde X toma os valores de um diâmetro e dois diâmetros.

No anexo 2 encontram-se resultados de altura de projeção teórica ($H_{teórico}$) obtidos utilizando-se das correlações de Werther (15) e Geldart (16) para o cálculo do diâmetro da bolha. Utilizando-se estas duas correlações calculamos a altura teórica alcançada quando da explosão de uma bolha (1B), duas bolhas separadas entre si de um diâmetro (2B1D) e de duas bolhas separadas entre si de dois diâmetros (2B2D). Comparamos estes valores teóricos com os observados experimentalmente (H_{exp}). Os valores de altura observada experimentalmente não são superiores a 80 cm pois a coluna utilizada tem 80 cm de altura.

As Figuras 42 a 48 de altura de projeção alcançada versus (U_o-U_{mf}) foram construídas utilizando-se os da dos do Anexo 2. Indicamos nestas figuras através de uma linha reta a limitação da altura da coluna.

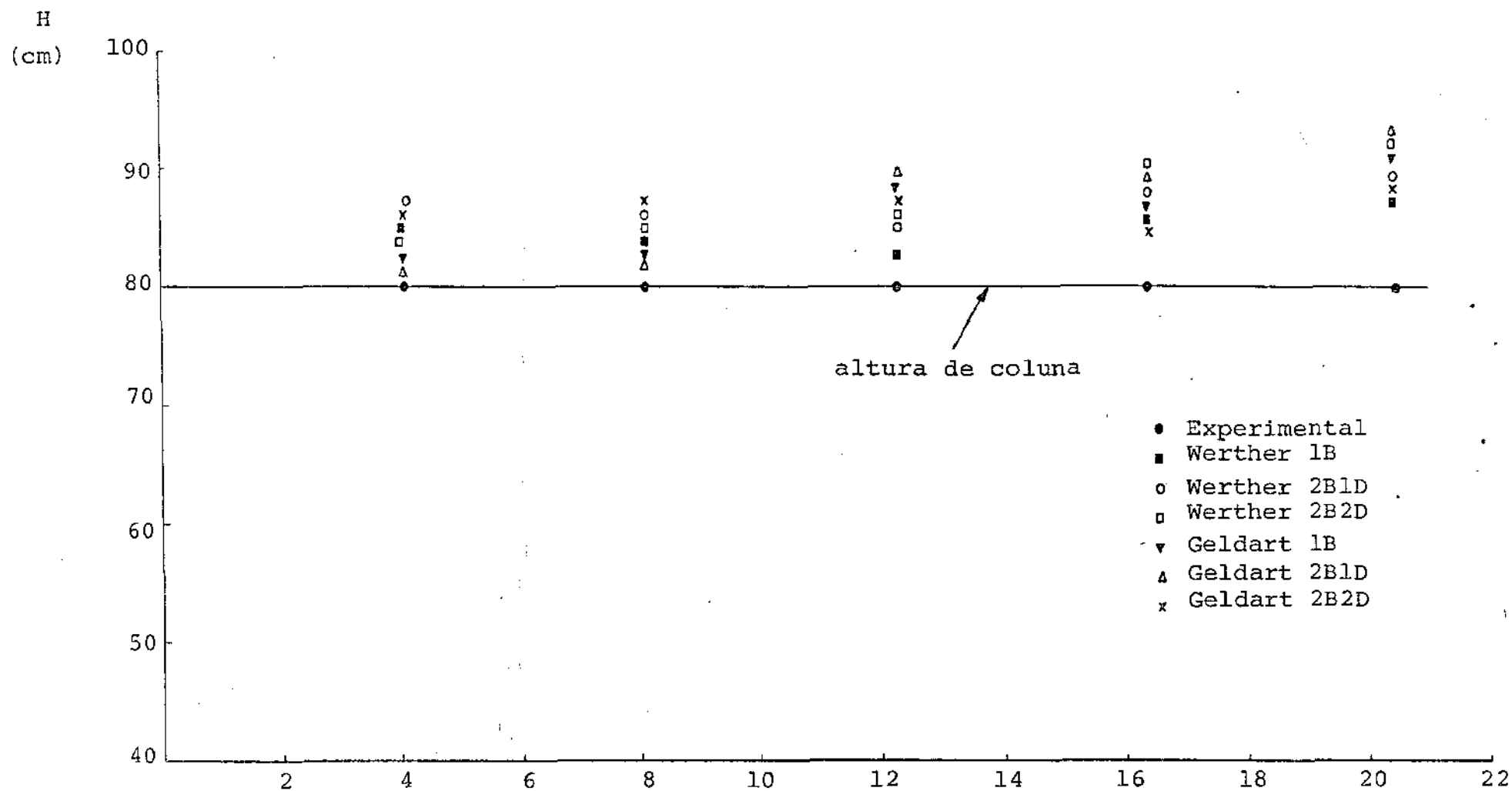


FIGURA - 42 - Gráfico de H versus $(U_o - U_{mf})$ sem a limitação de altura da coluna
 $H_{sep} = 13.7$ cm

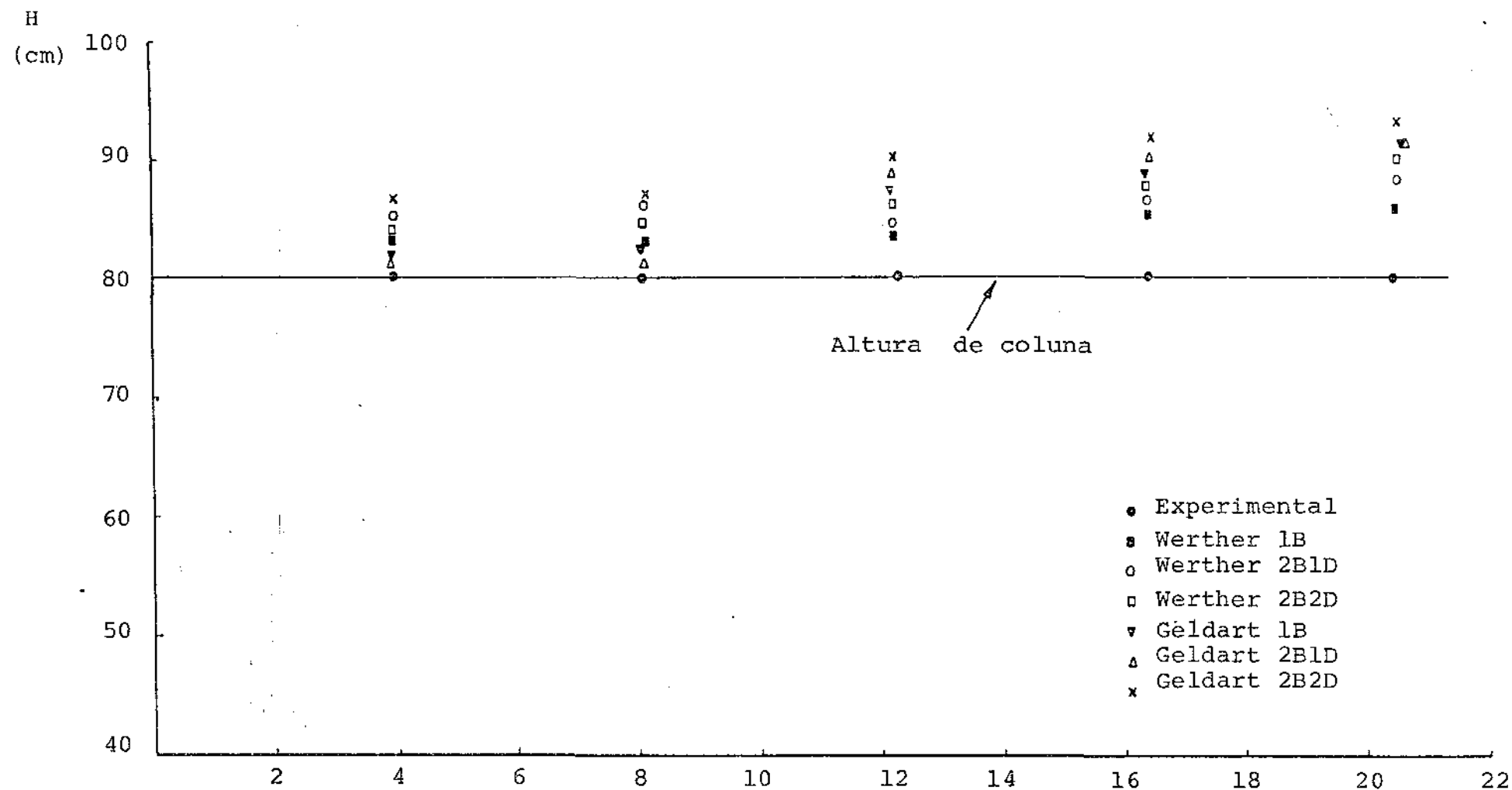


FIGURA - 43 - Gráfico de H versus (Uo-Umf) sem a limitação de altura da coluna

Hsep = 18.7 cm

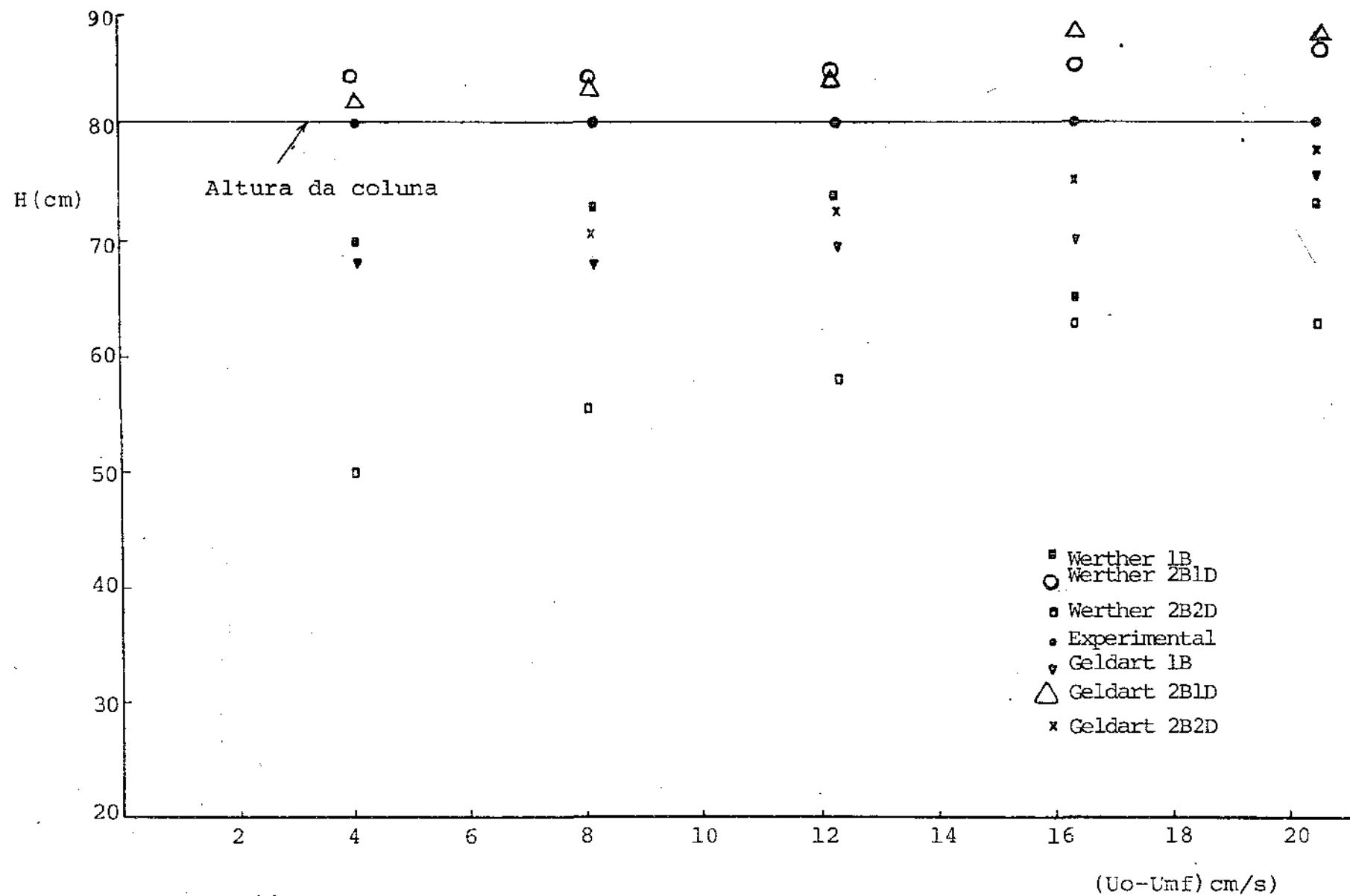


FIGURA - 44 - Gráfico de H versus (Uo-Umf)
Hsep=27.3cm

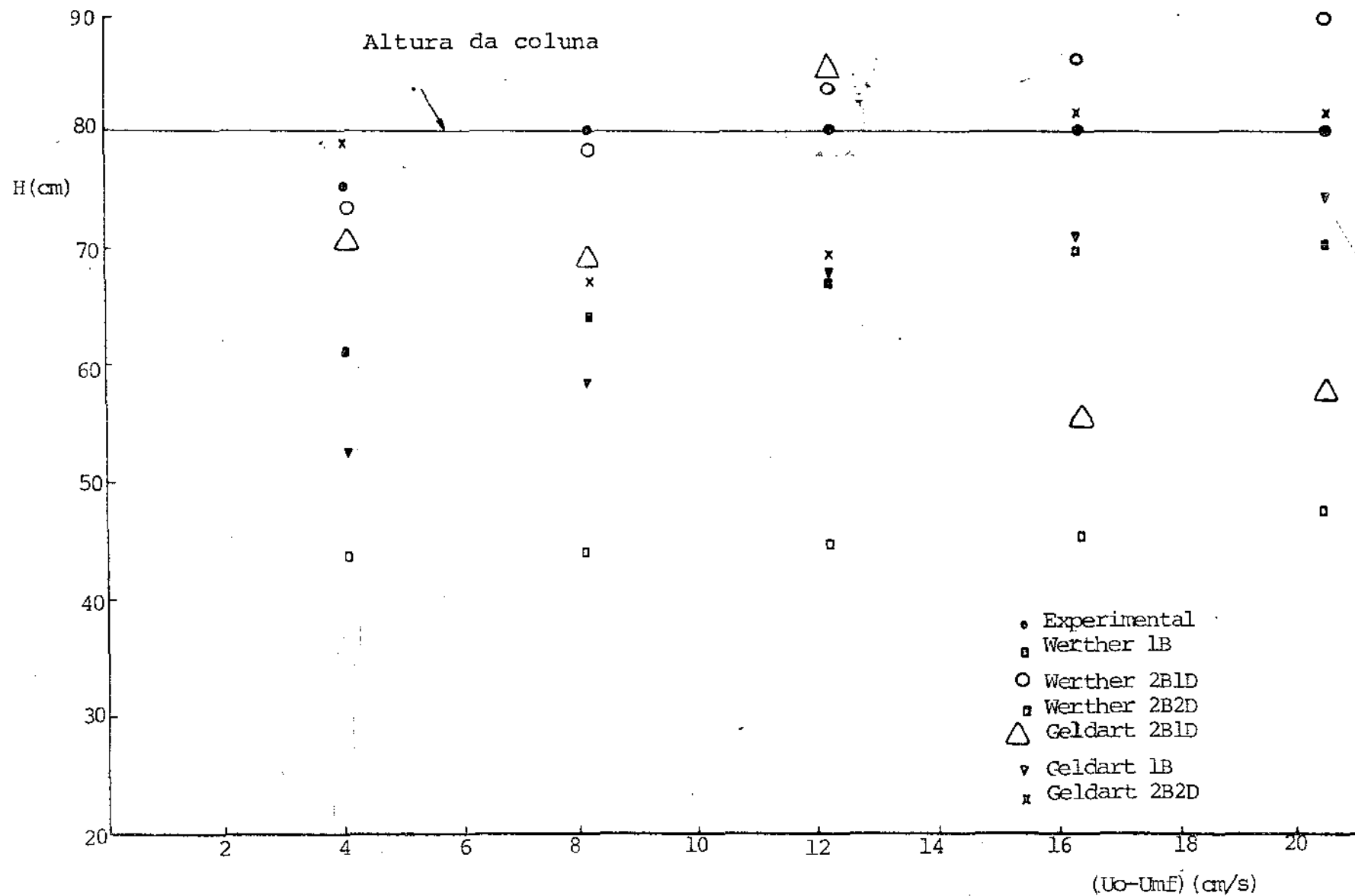


FIGURA - 45 - Gráfico de H versus (Uo-Umf)
Hsep=36.5cm

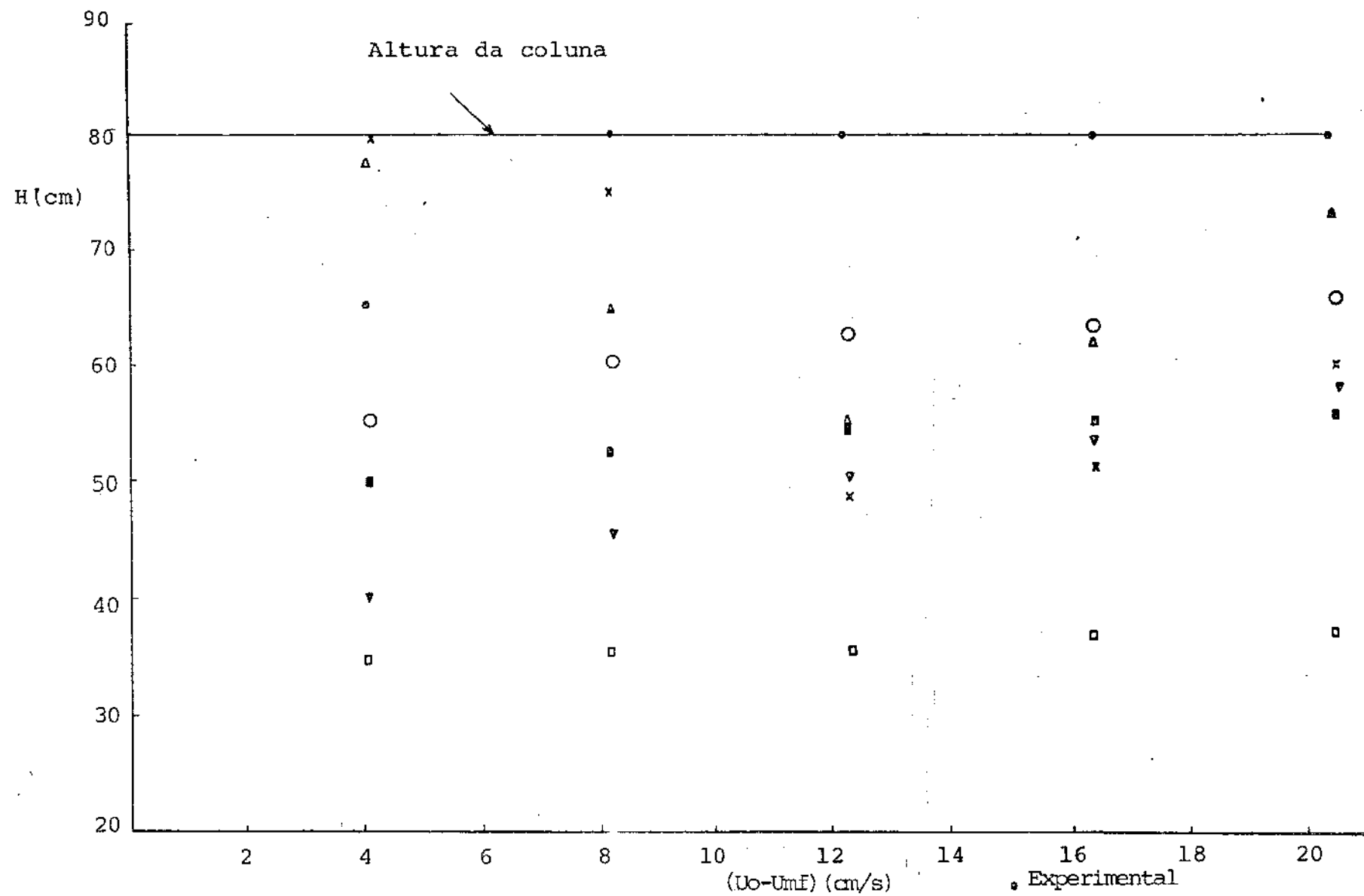
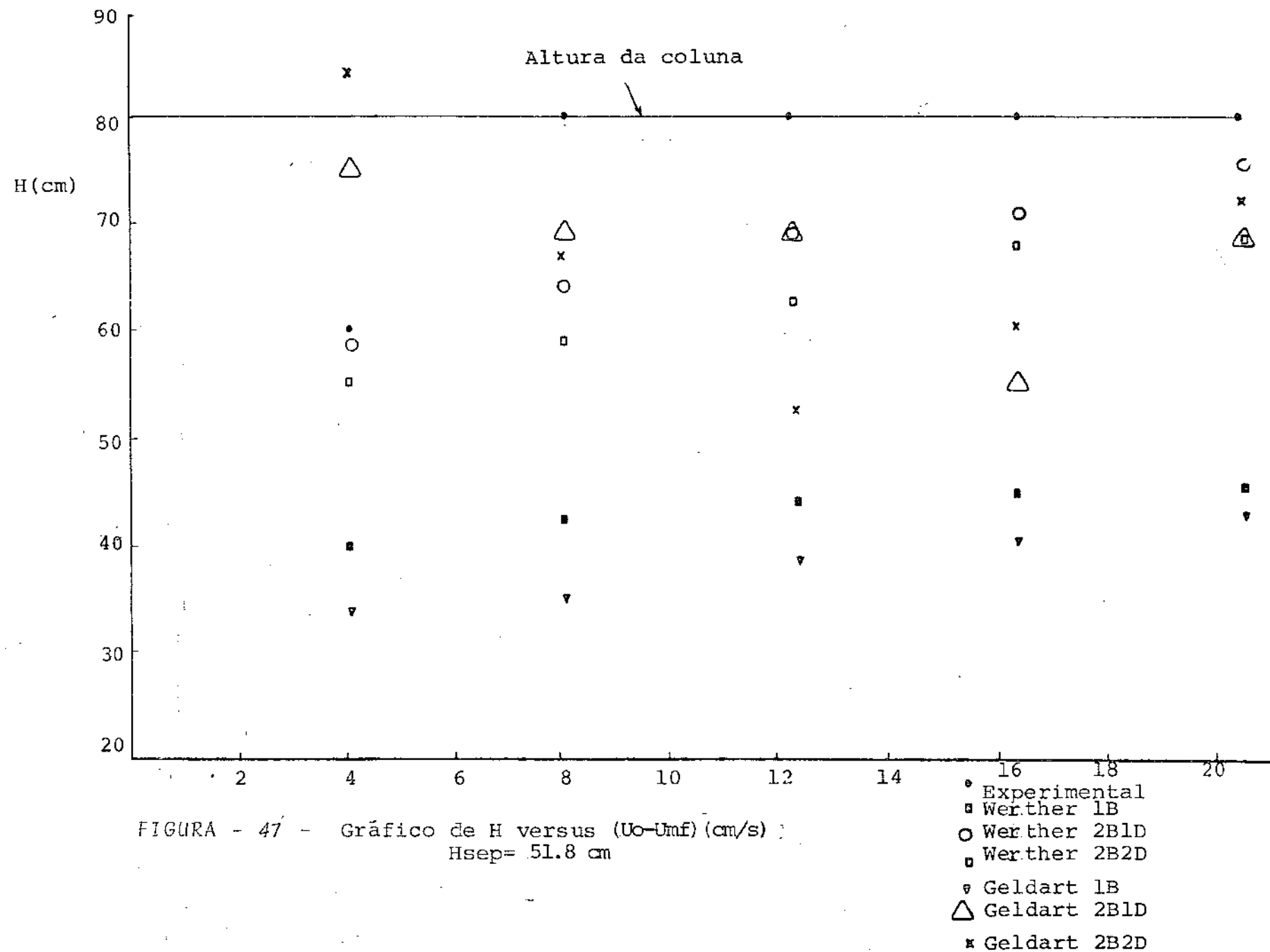


FIGURA - 46 - Gráfico de H versus ($U_o - U_{mf}$)
 $H_{sep} = 45.1 \text{ cm}$

- Experimental
- ◻ Werther 1B
- Werther 2B1D
- ◼ Werther 2B2D
- ▼ Geldart 1B
- △ Geldart 2B1B
- × Geldart 2B2D



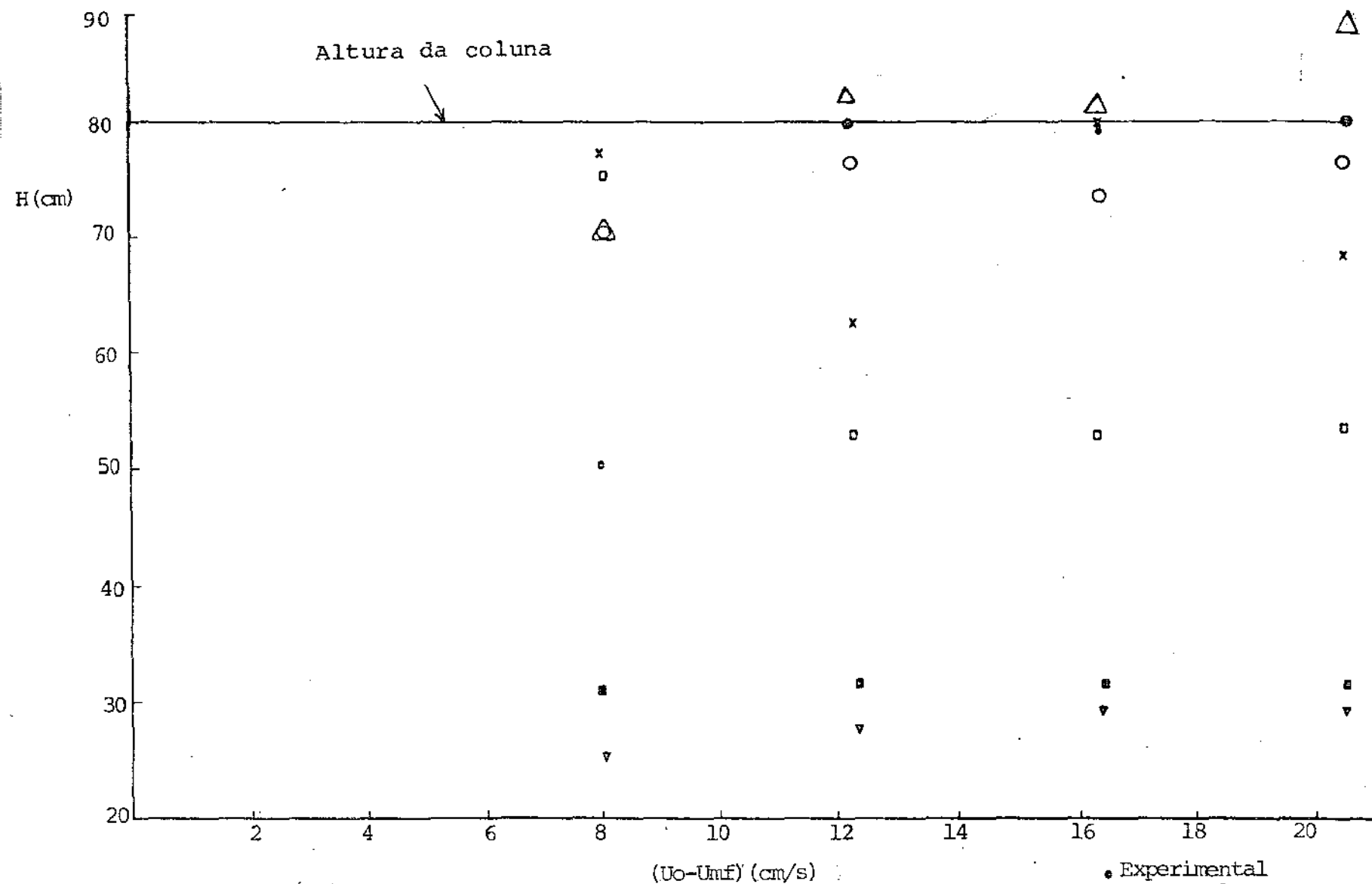


FIGURA - 48 - Gráfico de H versus (Uo-Umf)

Hsep=60.8cm

- Experimental
- Werther 1B
- Werther 2B1D
- Werther 2B2D
- ▼ Geldart 1B
- △ Geldart 2B1D
- × Geldart 2B2D

4.4.3 - CONCLUSÕES

Pelos resultados apresentados nesta seção podemos verificar a importância da modelagem da altura alcançada pelas partículas quando ocorre a explosão de bolhas na superfície de um leito. Também ficou evidenciado a falta de modelos teóricos que simulam casos mais reais que ocorrem na operação de leitos fluidizados, como por exemplo o multi-borbulhamento.

4743/BC
Pelas figuras 42 a 48 apresentadas verificamos que os valores teóricos de altura de projeção calculados para duas bolhas separadas entre si de um diâmetro, utilizando-se a correlação de Werther, são próximos aos valores experimentais. Para espaços de separação muito elevadas os valores teóricos já se desviam dos observados experimentalmente. Pelas figuras 42 e 43 notamos que para baixos espaços de separação ($H_{sep} = 13.7$ e 18.7 cm) a altura teórica alcançada quando da explosão de uma única bolha na superfície do leito se aproxima da observada experimentalmente. E no caso, a correlação de Werther para uma bolha apresenta melhores resultados.

A correlação de Geldart apesar de apresentar bons resultados para baixas velocidades de fluidização desvia-se muito dos valores experimentais a elevadas velocidades de fluidização.

CAPÍTULO - 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1 - CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Pelos resultados apresentados neste trabalho, podemos concluir que :

- A definição de variável R nos permitiu caracterizar o transporte por elutriação e o transporte por arraste. Não havendo portanto a necessidade de trabalharmos com misturas binárias de sólidos sendo um dos componentes necessariamente definido como partículas "finas". Verificamos também que a elutriação ocorre mais a baixas velocidades de fluidização e que o arraste ocorre a velocidades mais elevadas, sendo que estes dois fenômenos ocorrem simultaneamente em leitos fluidizados.

- A massa total transportada é diretamente proporcional à diferença entre a velocidade superficial do gás e a de mínima fluidização e inversamente proporcional ao espaço de separação. No entanto sugerimos um estudo mais aprofundado que nos possa indicar a variação de outros parâmetros característicos de leitos fluidizados nesta massa total transportada; tais como misturas multicomponentes de sólidos, etc...

- A análise da distribuição granulométrica das partículas que compõe o leito nos mostra que estas partículas seguem uma lei de distribuição do tipo normal truncada na origem. Por sua vez as partículas transportadas e recolhidas no topo do leito seguem uma lei de distribuição do tipo gama truncada. A medida em que aumentamos a velocidade superficial do gás, mantida constante a altura de separação, as partículas recolhidas tenderão a seguir uma lei de distribuição nor

mal. A baixas velocidades de fluidização e mesmo para elevados espaços de separação teremos sempre partículas sendo transportadas, e no caso as de menores dimensões.

- O conhecimento da altura alcançada pelas partículas quando da explosão de bolhas na superfície do leito e espaço é muito importante para a modelagem do espaço de separação. Vimos que a altura teórica calculada quando da explosão de uma única bolha na superfície do leito é bem inferior a altura observada experimentalmente. Para elevados espaços de separação os resultados apresentados mostram que duas bolhas separadas entre si de 1 diâmetro ao explodirem podem alcançar alturas mais próximas das observadas experimentalmente. Verificamos também que o modelo proposto por Chen e Saxena (9) somente apresenta bons resultados para baixas alturas de separação.

Neste caso também se torna necessário a elaboração de modelos mais precisos que possam simular o multi-borbulhamento na superfície do leito, modelos estes mais de acordo com casos reais de operação em leitos fluidizados.

Certamente que o assunto tratado no presente trabalho não está esgotado. A utilização de outros sistemas de partículas com características diferentes, a possibilidade da mudança de variáveis típicas do leito tais como diâmetro e altura da coluna, poderão nos levar a obter dados mais precisos que nos permitam melhor modelar o espaço de separação necessário para que possamos evitar perdas de eficiência e principalmente de partículas.

ANEXOS

ANEXO 1

A tabela 13 mostra todos os resultados experimentais obtidos da massa transportada em função da velocidade superficial do gás e da altura da separação.

TABELA 13

Hsep(cm)	Uo(cm/s)	massa transp. (g/min)
13.7	2 x Umf	1.25
	3 x Umf	78.9
	4 x Umf	3698
18.7	2 x Umf	0.67
	3 x Umf	6.23
	4 x Umf	27.8
	5 x Umf	752.4
27.3	2 x Umf	0.18
	3 x Umf	1.84
	4 x Umf	12.7
	5 x Umf	24
	6 x Umf	242
36.5	2 x Umf	0.194
	3 x Umf	4.6
	4 x Umf	6.0
	5 x Umf	20.8
	6 x Umf	50.3

(continuação)

Hsep (cm)	Uo (cm/s)	massa transp. (g/min)
45.1	3 x Umf	0.85
	4 x Umf	7.4
	5 x Umf	10.3
	6 x Umf	30.5
51.8	2 x Umf	0.022
	3 x Umf	0.6
	4 x Umf	3.9
	5 x Umf	10.4
	6 x Umf	12.5
60.8	3 x Umf	0.023
	4 x Umf	0.24
	5 x Umf	0.96
	6 x Umf	2.06

ANEXO 2

A tabela 14 indicada a seguir mostra os resultados experimentais de altura de projeção teórica (H teórica) obtidos utilizando-se das correlações de Werther (15) e Geldart (16) para o cálculo do diâmetro da bolha, para a explosão de 1 bolha (1B), 2 bolhas separadas entre si de 1 diâmetro (2B1D) e 2 bolhas separadas entre si de 2 diâmetro (2B2D); e a altura de projeção observada experimentalmente (H_{exp}).

TABELA 14

Hsep (cm)	Uo (cm/s)	H teórico (cm)						Hexp (cm)
		CORRELAÇÃO Werther			CORRELAÇÃO Geldart			
		1B	2B1D	2B2D	1B	2B1D	2B2D	
13.7	2 x Umf	85	87.5	84	82.5	82	86	80
	3 x Umf	83.5	86.5	85	83	83	87.5	80
	4 x Umf	83	85	87	88	90	88	80
	5 x Umf	87	87.5	90	86	88	85	80
	6 x Umf	87.5	88	94.5	91	94	87.5	80
18.7	2 x Umf	83	85	84.5	82	81	87	80
	3 x Umf	82.5	86	84.8	82.5	82	87.5	80
	4 x Umf	84	84.7	86	87.5	89	91	80
	5 x Umf	85	86.5	87.5	88	91	92.5	80
	6 x Umf	86.5	87.5	90	92	92	93	80

Hsep (cm)	Uo (cm/s)	H teórico (cm)						
		CORRELAÇÃO DE Werther			CORRELAÇÃO DE Geldart			Hexp (cm)
		1B	2B1D	2B2D	1B	2B1D	2B2D	
27.3	2 x Umf	70	88	79	68	81	79	80
	3 x Umf	72	82.8	56	67	82	70	80
	4 x Umf	72	83	58	69	82.5	72	80
	5 x Umf	60	84	62	70	89	75	80
	6 x Umf	72	86	63	75	88	78	80
36.5	2 x Umf	62	73	43	53	71	80	75
	3 x Umf	63	77.5	45	58	63	78	80
	4 x Umf	64	82.4	41	67	83	65	80
	5 x Umf	65	85.7	46	66	55	68	80
	6 x Umf	70	88.6	48	72.5	58	88.6	80
45.1	2 x Umf	50	60	35	42	76	79	65
	3 x Umf	52.5	63	36	45	65	75	80
	4 x Umf	54	62.5	38	50	55	50	80
	5 x Umf	55	63.5	38	53	62	52	80
	6 x Umf	57	66	39	57.5	72	60	80
51.8	2 x Umf	40	58	65	32.5	75	77.5	60
	3 x Umf	42	65	53	35	70	63	80
	4 x Umf	44	68	54	38	68	82	80
	5 x Umf	45	72	55	42	56	70	80
	6 x Umf	46	75		43	70	70	80
60.8	2 x Umf	-	-	-	-	-	-	-
	3 x Umf	30	67.5	60	25	81	68	50
	4 x Umf	32	77	63	28	85	53	80
	5 x Umf	33	75	67.5	30	78	61	80
	6 x Umf	34	77	68	31	88.8	73	80

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS CITADAS.

- 1 - Davidson, J.F, Harrison, D "Fluidization" Academic Press
London (1971)
- 2 - Leva, M "Chem. Eng. Progress" 47, 39 (1951)
- 3 - Osberg, G.L, Charlesworth, D.H. "Chemical Engineering
Progress" 51, 566 (1951)
- 4 - Wen, C, Hashinger, R.F "AIChE Journal" page 220,
(1960)
- 5 - Guha, S.K, Kumar, A, Gupta, P.S, "The Canadian Journal
of Chemical Engineering" Vol. 50, outubro (1972)
- 6 - Tanaka, I, Shinohara, H, "Journal of Chemical Engineering
of Japan" Vol.5, nº 1, (1972)
- 7 - Kunii, Levenspiel. O "Fluidization Engineering" Wiley-
Interscience, New York (1969)
- 8 - Zenz, F.A, Weil, N.A, "AIChE Journal, Vol. 6, pg. 220,
(1960)
- 9 - Chen, T.P, Saxena, S.C. "Fluidization" Cambridge University
Press, (1978)
- 10 - Wen, C., Chen, T.P "AIChE Journal", Janeiro (1982)
- 11 - Andrews, M, Ind. Engng. Chem" Vol. 52, nº 1, pg. 85
(1960)
- 12 - Lewis, W.K, Gilliland, E.R, Lang, P.M, "Chem. Engng,
Progress. Symposium Series", Vol. 38, Nº 58, pg. 65,
(1962)
- 13 - Coulson, J.M, Richardson, J.F, "Unit Operations" Vol II,
Academic Press, (1972)

- 14 - Perry, R, Chilton, C.H, "Chemical Engineers Handbook"
Mc Graw Hill, 5ª Edição
- 15 - Werther, J, "Fluidization" Cambridge University Press,
(1978)
- 16 - Geldart, D. "Powder Technology", 6, (1972)
- 17 - Davidson , J.F, Harrison, D, "Fluidized Particles"
Academic Press (1969)

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS NÃO CITADAS E UTILIZADAS

- 1 - Mori, S, Wen. C.Y "AICHE Journal" Vol.21, nº 1, Janeiro (1975)
- 2 - Talmor, E, Benenat , R. "AICHE Journal" julho, (1963)
- 3 - Geldart, D, "Powder Technology" 1, (1968)
- 4 - Mc Grath, L., Streatfield , R.E" Trans. Instr. Chem. Engrs" Vol.59, (1971)
- 5 - Kunii, D., Levenspiel, O. "Journal of Chemical Engineering of Japan" Vol.2, Nº 1, (1969)
- 6 - Ractliffe, J.F., "Elements of Mathematical Statistics" Oxford University Press, (1967)
- 7 - Holmar, J.P. "Experimental Methods for Engineers" Mc Graw Hill Kogakusha, (1971)
- 8 - Foust, A.S, Wenzel L.A., Clump C.W. "Principles of Unit Operations" Wiley International Edition (1960)
- 9 - Bachovchin, D.M, Beer, J.M, Sarofim, A.F. "AICHE Symposium Series" Vol. 77,nº 205,(1981)
- 10 - Kono H. "AICHE Symposium Series" vol. 77, (1981)

NOMENCLATURA

Letras maiúsculas

- At - área da secção transversal da coluna (L^2)
- C - concentração de "finas" no leito
- Co - concentração inicial de "finas" no leito
- Dcol- diâmetro de coluna (L)
- Dp - diâmetro das partículas (L)
- \bar{D}_p - diâmetro das partículas obtido pela média aritmética (L)
- \bar{D}_p - diâmetro das partículas obtido pela média ponderada (L)
- Dp* - diâmetro de transição calculada para $R=1$ (L)
- Dpt - diâmetro de transição teórico (L)
- F - frequência relativa
- H - distância do distribuidor ao centro da bolha (L)
- Hcol- altura da coluna (L)
- Hmf - altura de mínima fluidização (L)
- Hsep- altura de separação (L)
- Me - massa elutriada por unidade de tempo (M/T)
- Mo - massa projetada por unidade de tempo (M/T)
- Mt - massa transportada por unidade de tempo (M/T)
- R - distância entre o centro de bolha e o topo do "inchaço" (L)
- RB - raio de bolha (L)
- UB - velocidade de ascensão da bolha (L/T)
- UB^∞ - velocidade de ascensão de bolha no infinito (L/T)
- Ug - velocidade de escoamento do fluido (L/T)
- Umf - velocidade de mínima fluidização (L/T)

- Uo - velocidade de fluidização (L/T)
UR - velocidade do topo "inchaço" (L/T)
Ut - velocidade terminal de queda das partículas (L/T)
W - peso de sólidos no leito (M)

NOMENCLATURA

Letras minúsculas

- g - aceleração de gravidade (L/T^2)
- k - constante específica de elutriação
- k' - fator de correção para distribuição normal truncada
- k" - coeficiente na equação de Davidson que depende do material e dos diferentes tamanhos de partículas
- n - nº de peneiras utilizada
- t - tempo (T)
- xi - fração em peso das partículas
- y - função de distribuição

Letras gregas

- α, β - constantes na função gama
- ρ_g, s - densidade do gás e dos sólidos (M/L^3)
- μ - viscosidade do gás ($M/L\theta$)
- ϕ - função potencial
- ψ - função corrente
- Δ - função normal reduzida
- θ - constante na equação (cm^{-1})
- Γ - função gama
- γ - valor que indica o extremo truncado na distribuição normal
- σ - desvio padrão
- σ^2 - variância baseada na média aritmética
- σ^2 - variância baseada na média ponderada